UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL

AREA ACADEMICA DE INGENIERIA QUIMICA

TRABAJO 13

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL
AREA ACADEMICA DE INGENIERIA QUIMICA
Fecha: 7/6/16
Firma:

+3

TRABAJO CIENTIFICO

CURSO: DISEÑO DE PLANTAS

TEMA: EXTRACCION DE COMPONENTES DE LA QUINUA

Aceite y saponina

PROFESOR:

Ing. Huayta Socantaype Freddy

INTEGRANTES:

- ✓ Díaz Quispe, Jhony Urbano
- ✓ Gamboa Gutierrez, Diana
- ✓ Quispe Churata, Edson David

	F.H.	F.V.	R.P.
2	13	13	12
1	13	13	13
3	15	13	13

SUSTENTACION

2016-II

ÍNDICE

Justificación del proyecto 10
Introducción 11
Caracterización de la quinua 13
Comparación con granos convencionales: 16
Compuestos fenólicos 17
Saponinas 17
Aceites 19
Tecnologías para la extracción de aceite a partir de semillas 20
Extracción mecánica de aceites: 20
Ventajas de la extracción a través de prensas continúas: 21
Extracción por solventes orgánicos: 22
Tipos de extracción con solventes orgánicos 22
Factores que influyen en el proceso de extracción 24
Desaponificado 25
Diagrama de flujo desaponificado de quinua 26
Balance de masa de desaponificación 26
Diagrama de flujo extracción de aceite 27
Balance de masa extracción de aceite 27
Diagrama de flujo de extracción de saponina 28
Balance de masa extracción de saponina 28
Diseño de equipos de extracción de saponinas 29
Descripción del proceso 29
Macerador: 29
Tamizador: 30
Secador: 30
Deshumidificador: 30
Almacenamiento: 30
Diseño de equipo de maceración 30
Dimensionamiento macerador 31
Diseño equipo de secado 32
Secado por aspersión 32

Etapas de secado por aspersión 32
Atomización 33
Contacto Aire-Gota 34
Evaporación 35
Recuperación del producto 37
Dimensionamiento de la cámara de secado 37
Variables y constantes a emplear 38
Constantes del sistema 38
Características del atomizador 39
Variables de entrada (Aire) 39
Variables de entrada (Alimentación) 39
Variables de salida (Aire) 39
Variables de salida (Producto) 40
Balance materia cámara de secado 40
Balance de energía de la cámara de secado 40
Diámetro en el punto crítico de la gota 42
Humedad en el punto crítico de la gota 42
Temperatura en el punto crítico de la gota 43
Humedad en el punto crítico del aire de secado 43
Temperatura en el punto crítico del aire de secado 44
Tiempo de secado 44
Tiempo de viaje de la gota a la pared de la cámara de secado 47
Dimensiones de la cámara de secado 49
Diseño de Equipo de Extracción de aceite de por fluido supercrítico 51
Almacenamiento Grano: 51
Análisis termodinámico 51
Solubilidad del soluto líquido en el fluido supercrítico: 51
Para la fase de aceite: 51
Presión de Saturación: 52
Para la fase de fluido supercrítico: 53
Balance de Energía: 56
Balance de Energía por Equipo: 59

Intercambiador de Calor 59
Bomba 59
Intercambiador de Calor 60
Recipiente de Extracción con Calentador 61
Válvula 62
Intercambiador de Calor 63
Dimensionamientos de Equipos 63
Descripción de los componentes para la extracción por Fluidos Supercríticos 63
Tanque de CO_2 63
Deposito Pulmón 64
Bomba 64
Intercambiador de Calor 65
Chaqueta para el recipiente de extracción 67
Recipiente de Extracción 68
Separador 69
Tuberías 69
Diseño de bombas 70
Diseño del tanque pulmón 73
Espesor mínimo 73
Diseño del Extractor por Fluidos Supercríticos 74
Espesor mínimo requerido para el cuerpo cilíndrico (t_{min}) 76
Espesor mínimo requerido para las cabezas elipsoidales 76
Cálculo de las dimensiones internas del recipiente de extracción 78
Diseño Intercambiador de Calor 79
Coeficiente de Convección del CO_2 80
Cálculos de parámetros finales del intercambiador 87
Selección de los reguladores de presión 88
Diseño de separador vertical bifásico 89
Calculo para el diseño de separadores: 89
Separador V-100 89
Calculo de la velocidad máxima permisible 89
Calculo del diámetro del recipiente: 91

Volumen de retención máximo de retención de líquido (Vr) 92
Dimensión de la boquilla de entrada: 93
Calculo de las velocidades mínimas y máximas: 94
Dimensiones de boquilla de salida: 95
Calcular la altura entre la línea tangente superior y la boquilla de salida del gas 96
Calcular la distancia entre el tope del extractor y la línea tangente superior 97
Distancia mínima permisible entre la parte superior y línea tangente superior 97
Calculo de la longitud efectiva: 98
Calculo de la longitud del equipo: 99
Análisis Económico 100
Ingresos: 100
Egresos: 100
Materia prima 100
Insumos directos 100
Mano de obra directa: 101
Egresos directos totales 101
Otros egresos: 101
Desaponificado de quinua 101
Equipos principales 101
Extracción de saponina de quinua 102
Equipos principales 102
Extracción de aceite 102
Equipos principales 102
Equipos secundarios 102
Costo total de inversion 103
Análisis económico 104
Impacto Ambiental 105
Escarificado 105
Extracción de Saponina 105
Extracción de Aceite 105

Bibliografía 106

ANEXO 1 – Diagrama de Gantt 108

ANEXO 2 – Corrida en MatLab, dimensiones del secador por aspersión 112

ANEXO 3. Diagrama Presión – Entalpía del proceso extracción supercritica..... 119

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de flujo, de saponificado de quinua 26
Figura 2. Diagrama de flujo Extracción de aceite por fluido supercrítico 27
Figura 3. Diagrama de flujo de extracción de saponinas 28
Figura 4. Esquema del macerador 31
Figura 5. Etapas del secado por aspersión: A) Atomización, B) Contacto aire-gota, C) Evaporación, ... 33
Figura 6 . Atomizador rotatorio 34
Figura 7. Tipos de contacto aire-gota 35
Figura 8. Curva velocidad de secado 36
Figura 9. Cambios de diámetro de la gota en las etapas de evaporación 36
Figura 10. Diagrama de secador por aspersión 38
Figura 11. Esquema de dimensionamiento de cámara de secado 49
Figura 12. Diagrama de flujo extracción de aceite por fluido supercrítico 56
Figura 13. Simbología intercambiador de calor 59
Figura 14. Simbología bomba de compresión 59
Figura 15. Simbología intercambiador de calor 60
Figura 16. Simbología bomba de compresión 61
Figura 17. Diagrama extractor 61
Figura 18. Diagrama válvula de expansión 62
Figura 19. Diagrama intercambiador de calor 63
Figura 20. Cabeza elipsoidal para recipientes a presión.. 77
Figura 21. Cabeza torisférica para recipientes a presión 77
Figura 22. Conductividad térmica vs Temperatura con líneas isobáricas CO2 81
Figura 23. Proceso de refrigeración para el R-134a para una temperatura de evaporación de 10°C 84

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Número de puntos de datos por grupo de componentes..... 15
Tabla 2. La composición proximal de la quinua (en bruto) y las variedades con los valores más bajos / altos de BioFoodComp2.1, en comparación con la quinua sin cocer en la base de datos de nutrientes de USDA. 16
Tabla 3. Distribución de los ácidos fenólicos y flavonoides en la quinua de grano entero y sus fracciones molidas 17
Tabla 4. Ácidos grasos de quinua cruda, harina de quinua, arroz y soya (g/100g porción comestible). 20
Tabla 5. Características de solventes para extracción de aceites y grasas 24
Tabla 6. Balance de Masa del diagrama de flujo de la figura 1 27
Tabla 7. Balance de Masa del diagrama de flujo de la figura 2 28
Tabla 8. Balance de Masa del diagrama de la figura 3..... 29
Tabla 9. Criterios para la selección de equipo para la recuperación de producto 37
Tabla 10. Condiciones de Extracción..... 51
Tabla 11.Condiciones de Operación..... 51
Tabla 12. Coeficientes de la ecuación de Antoine para el aceite 53
Tabla 13. Estados termodinámicos para el proceso de extracción supercrítica con CO2 56
Tabla 14. Balance de energía intercambiador de calor puntos 1 y 2 del diagrama de la figura 4..... 59
Tabla 15. Balance de energía bomba en los puntos 2 y 3 del diagrama de la figura 4.. 60
Tabla 16. Balance de energía intercambiador de calor en los puntos 3 y 4 del diagrama de la figura 4 60
Tabla 17. Balance de energía bomba en los puntos 4 y 5 del diagrama de la figura 4.. 61
Tabla 18. Balance de Energía puntos 5 y 6 del diagrama de la figura 4..... 62
Tabla 19. Balance de Energía puntos 6 y 7 del diagrama de la figura 4..... 62
Tabla 20. Balance de Energía puntos 7 y 8 del diagrama de la figura 4..... 63
Tabla 21. Relaciones de presión y temperatura para clases de bridas y accesorios bridados en acero inoxidable AISI 316 70
Tabla 22. Características de las bombas de acero inoxidable 316 ofrecidos por CAT PUMPS. [CAT PUMPS, 2011]..... 71
Tabla 23. Propiedades mecánicas del acero inoxidable AISI 316 según ASTM A240 [ASTM, 2011]. 74
Tabla 24. Efecto del cambio de fuerza de tensión del acero 75
Tabla 25. Resultados de espesor..... 76
Tabla 26. Cálculos de volumen requerido..... 79
Tabla 27. Estados termodinámicos del proceso de refrigeración del R-134ª para una temperatura de evaporación de 10°C. 83
Tabla 28. Propiedades de transporte del R-134a como líquido saturado 85

Tabla 29. Diámetros comerciales para recipientes.Fuente: Ingeniería de Producción. Separadores de Gas Líquido 99
Tabla 30. Diámetros comerciales para boquillas. (Peso estimado de las boquillas) Fuente: Ingeniería de Producción. Separadores de Gas Líquido 100
Tabla 31. Ingresos Brutos 100
Tabla 32. Costo Materia Prima 100
Tabla 33. Costo Insumos Directos 100
Tabla 34. Costo Mano de Obra 101
Tabla 35. Costo total de egresos directos 101
Tabla 36. Otros Egresos 101
Tabla 37. Costo de equipos de desaponificado 101
Tabla 38. Costo de equipos de extracción de saponina de quinua 102
Tabla 39. Costo de equipos de extracción de aceite de quinua 102
Tabla 40. Costo de equipos de secundario de la planta de quinua 102
Tabla 41. Costo total de equipos 103
Tabla 42. Costo total de inversión 103

Justificación del proyecto

El Perú es uno de los principales productores de quinua en el mundo esto lo lleva a ser uno de los principales exportadores de ella. Debido a diferentes estudios y promoción del estado, la producción de la quinua ya no solo está centrada en las regiones andinas del país, sino que esta ha sido adaptada a otras condiciones climáticas y suelos, esto conlleva a una producción excesiva y por ende su disminución de precio.

Nuestro proyecto busca obtener nuevos productos usando como materia prima la quinua, aprovechando su cáscara que usualmente es vendida para quemarse en calderos. Es decir, no solo obtener granos de quinua perlados con alto nivel alimenticio por su contenido de proteínas, sino también saponina y aceite de quinua.

La producción es estos dos productos busca darle un valor agregado a la quinua. Las tecnologías usadas en la obtención de aceites y saponinas son no destructivas y no contaminantes. Ya que el caso de obtención de aceite, la extracción por fluido supercrítico es una tecnología limpia que no contamina la grano y no disminuye el contenido alimenticio y sigue siendo apta para el consumo humano. Es decir, como resultado tenemos granos de quinua y aceite. El aceite de quinua como los otros aceites de Sacha Inchi, Maíz, Arroz, etc. son ricos en aceites esenciales como lo son los omegas 3 y 6 con un precio superior en el mercado. El proyecto busca justificar la inversión para la construcción de una planta para la producción de saponinas y aceite la cual se analizará su factibilidad en un periodo de 10 años.

Introducción

La quinua (*Chenopodium quinoa* Willd.) es un pseudocereal domesticado no gramíneo nativo de la región andina (alrededores del Lago Titicaca de Perú y Bolivia) y tiene de forma característica, una alta diversidad genética, lo que le proporciona la adaptación y resistencia necesaria para el crecimiento en varios lugares y diferentes condiciones climáticas. Las semillas comestibles de quinua son pequeñas, redondas y planas. Sus colores iniciales pueden variar de blanco, gris a negro, o pueden ser de color amarillo y rojo. Se consume como alimento para el desayuno, así como alimento básico similar al maíz y la papa. La quinua era un alimento básico común en la región andina en el pasado, pero tiende a ser reemplazado con alimentos importados más baratos, como el arroz y los fideos. Anteriormente, la quinua fue cultivada y utilizada por las civilizaciones prehispánicas y reemplazada por los cereales a la llegada de los españoles, a pesar de constituir un alimento básico de la población andina de ese entonces.

Se tiene evidencia histórica y científica de la domesticación de esta por los pueblos de América desde el holoceno al período incaico debido a que en varios sitios arqueológicos fueron encontrados como evidencia directa, granos, polen y semillas. También fue descrita por los cronistas españoles como alimento principal de los indígenas. Existen hallazgos arqueológicos de quinua en tumbas de Tarapacá, Calama y Arica, en Chile, y en diferentes regiones del Perú. A la llegada de los españoles, la quinua tenía un desarrollo tecnológico apropiado y una amplia distribución en el territorio Inca y fuera de él. El primer español que reporta el cultivo de quinua fue Pedro de Valdivia, quien al observar los cultivos alrededor de Concepción menciona que los indios entre otras plantas también sembraban quinua para alimentarse. Antes de su domesticación, la quinua silvestre o salvaje probablemente se usó por sus hojas y semillas para la alimentación. Una evidencia temprana de su morfología se encuentra en la cerámica de la cultura Tiahuanaco, que representa a la planta de quinua con varias panojas distribuidas a lo largo del tallo, lo que mostraría una de las razas más primitivas de la planta de quinua.

Desde el punto de vista de su variabilidad genética puede considerarse como una especie oligocéntrica, con centro de origen de amplia distribución y diversificación

múltiple. La región andina, especialmente las orillas del Lago Titicaca, muestra la mayor diversidad y variación genética de la quinua. (FAO, 2013)

Durante la domesticación de la quinua, y como producto de la actividad humana, hubo un amplio rango de modificaciones morfológicas. Entre ellas: el incremento del tamaño de la planta y la semilla, la pérdida de los mecanismos de dispersión de la semilla, así como altos niveles de pigmentación.

Durante la domesticación los pueblos andinos seleccionaron los genotipos por el tipo de uso y por la tolerancia a factores adversos tanto bióticos como abióticos, llegando a obtener las actuales plantas y ecotipos con características diferenciales, tales como las quinuas "chullpi" para sopas, las quinuas "pasankalla" para tostado, las "coytos" para harina, la "utusaya" para resistir a la salinidad, las "witullas" y "achachinos" para resistir el frío, las "kcancollas" para resistir la sequía, las "quellus" o amarillas para alto rendimiento, las "chewecas" para resistir el exceso de humedad, las "ayaras" por valor nutritivo (alto balance de aminoácidos esenciales y proteína), y las "ratuquis" por precocidad.

Debido al gran aporte nutricional del grano, el cual ya era estudiado por científicos de otros países, el cultivo de la quinua se expandió a otros países a partir de la década del 90.

El grano es la parte de la quinua que más se consume y representa una excelente fuente de macronutrientes, especialmente proteínas con un alto contenido de aminoácidos esenciales, lo que lo hace diferente de los cereales comunes (FAO, 2013).

Además, representa una buena fuente de micronutrientes tales como vitaminas, minerales y compuestos fenólicos. Estos compuestos son los principales responsables de su capacidad antioxidante, que está relacionada con la prevención de enfermedades como el cáncer, las alergias y las enfermedades inflamatorias y cardiovasculares. Como también la quinua viene a ser el sustituto perfecto de los cereales más consumidos ya que a diferencia de estos la quinua no contiene gluten, a esto se debe su clasificación como pseudocereal.

Otra característica de este grano es la presencia, en la capa exterior, de compuestos glicósidos llamados saponinas. Estos compuestos poseen propiedades farmacológicas, pero imparten un sabor amargo al grano, lo que requiere un proceso previo y / o lavado abrasivos antes de su consumo. La cantidad de saponinas presentes en los granos de quinua depende de su variedad y se pueden clasificar en "dulce" (<0,11% de saponinas) o amargas " (> 0,11% de saponinas).

Es conocido que el tipo de procedimiento a usar puede afectar la composición de varias maneras. Los granos de quinua se pueden utilizar en la producción de alimentos y también ser consumidos de una manera similar al arroz cocido, o en sopas, yogurt y ensaladas, o como harina. Sin embargo, se sabe poco sobre los efectos de diferentes tipos de procesamiento sobre la composición nutricional de la quinua (Níquel, Pio Spanier, Torma Botelho, Arocha Gularte, & Helbig, 2016) .

Por lo tanto, es importante para evaluar el efecto de los diferentes tipos de procesamiento a la que se someten los granos, con el fin de obtener el máximo beneficio de la comida en el consumo.

Clasificación científica de la quinua:

Reino: *Plantae*
División: *Magnoliophyta*
Clase: *Magnoliopsida*
Orden: *Caryophyllales*
Familia: *Amaranthaceae*
Género: *Chenopodium*
Especie: ***C. quinoa***

Caracterización de la quinua

Tenemos la siguiente información en orden cronológico:

- El contenido de carbohidratos de quinua se organiza principalmente como almidón (50-60%). (Cusack, 1984).

- La quinua es conocida por su alto contenido de proteínas y la calidad, es decir, un espectro equilibrado de aminoácidos con un alto contenido de lisina y metionina y además es un alimento libre de gluten. (Koziol, 1992)
- La quinua se considera libre de gluten y por lo tanto es adecuada para los pacientes celíacos (personas con alergia al gluten). (Caperuto, Amaya-Farfan, & Camargo, 2001).
- Contiene una cantidad considerable de fibra y minerales como el calcio y hierro (Ando, y otros, 2002).
- Contiene una alta proporción de aminoácidos esenciales, Omega 3,6,9 y ácidos grasos. (Repo-Carrasco-Valencia, 2011)
- Los granos de quinua tienen de un 12-16% de proteínas de alta calidad como lo son la albúmina y globulina, ambas proteínas con un 80% de digestibilidad. (Mujica y Jacobsen, 2006).
- Contiene un gran contenido de antioxidantes como los polifenoles. (Repo-Carrasco-Valencia, 2011).

Son estas características las que distinguen a la quinua de los otros cereales convencionales. A esto se debe el creciente interés por parte del mundo entero.

Además de los nutrientes, quinua contiene compuestos amargos y tóxicos (por ejemplo, saponinas), especialmente en la cascara. Por lo tanto, la quinua en la mayoría de los casos se descascarada y lava.

Debido a su alta diversidad genética y potencial nutritivo, la quinua es clasificado por la FAO como uno de los cultivos prometedores de la humanidad que pueden contribuir a la seguridad alimentaria en el siglo 21. (FAO, Food and agriculture organization of the United Nations, 2013)

Entonces basados al paper "Assessment of the nutritional composition of quinoa (Chenopodium quinoa Willd.)" que dice:

Los datos de los 27 artículos cumplieron con los criterios de calidad y se recopilaron en la base de datos. Ellos contribuyeron a 103 líneas de datos que comprenden 862 puntos de datos. La mayoría de las entradas de los alimentos (68) eran de muestras de

alimentos de América del Sur, principalmente de Perú y Bolivia, seguidos de los datos en Europa (23) y Asia y América del Norte (cada 6), que refleja la zona tradicional de producción de la quinua en América del Sur.

Se puede obtener la siguiente tabla:

Tabla 1. Número de puntos de datos por grupo de componentes

Proximales y fracciones	Número de datos	% De los puntos de datos
Agua	84	10
Carbohidratos	38	4
Azúcares	10	1
Polisacáridos	16	2
Fibra dietética	85	10
Ceniza	57	7
Grasa total	58	7
Ácidos grasos	76	9
Componentes grasos	6	1
Proteína	57	7
Aminoácidos y agregaciones	93	11
Ácidos orgánicos	11	1
Vitaminas	11	1
Minerales y oligoelementos	91	11
Flavonoides	47	5
Ácidos fenólicos	40	5
Saponinas	36	4
Los fosfolípidos	10	1
Otros	36	4
Total	862	100

Entonces se considera como un valor promedio de contenido de saponina del 4% de la masa de la quinua. Y también notamos que contiene el 9% de ácidos grasos.

Comparación con granos convencionales:

En comparación con los granos convencionales seleccionados (trigo, maíz y arroz), la quinua tiene el más alto contenido de proteínas (13,1 g / 100 g) y la cantidad total de grasa (5,7 g / 100 g), y el segundo más alto contenido de fibra dietética (11,7 g / 100 g), lo que hace que aumente el grado de interés en aspectos alimentarios. (Nowak, Du, & Charrondiere, 2016).

En la Tabla 2, se muestra un resumen de las composiciones próximas y las variaciones que existe entre las variedades de quinua de la base de datos de nutrientes de BioFoodComp2.1 y el USDA.

Tabla 2. *La composición proximal de la quinua (en bruto) y las variedades con los valores más bajos / altos de BioFoodComp2.1, en comparación con la quinua sin cocer en la base de datos de nutrientes de USDA.*

Nutrientes	min-max,	ecotipo con el valor más bajo	ecotipo con valor más alto	La quinua, sin cocer	El maíz, amarillo	Trigo, blanco duro	Arroz, blanco, pulido, crudo
Energía (kJ)	1399-1609	"Titicaca" (Italia, Vitulazio)	INIA-415 'pasankalla' (Perú, Puno)	1493	1531	1436	1501
Energía (kcal)	333-381			354	363	340	354
Agua (g)	8,2 a 13,1	'Surumi' (Bolivia, Letanías)	'Kcancolla' (Perú, Pono)	13.3	10.4	9.6	11.7
Proteína total (g)	9,1 a 15,7	'Blanca de Juli' (Perú, Puno)	"Puno" (Serbia, Belgrado)	14.1	9.4	11.3	6.8
Total de grasa (g)	4,0 a 7,6	03/21/1181 (Perú, Puno)	INIA-415 'pasankalla' (Perú, Puno)	6.1	4.7	1.7	0,7
Carbohidratos(g)	48,5 a 69,8	"Titicaca" (Italia, Vitulazio)	'Roja de Coporaque' (Perú, Puno)	57.2	67.0	63.7	79.7
La fibra dietética (g)	8,8 a 14,1	'Surumi' (Bolivia, Letanías)	'La Molina 89' (Perú, Lima)	7.0	7.3	12.2	0,6
La fibra cruda (g)	1,0 a 9,2	'Blanca de Junín' (Perú, Cuzco)	"Puno" (Serbia, Belgrado)	N / A	N / A	N / A	N / A
Ceniza (g)	2,0 a 7,7	"Puno" (Serbia, Belgrado)	'Blanca de Juli' (Perú, Pono)	2.4	1.2	1.5	0,5

Compuestos fenólicos

Los granos de quinua contienen cantidades significativas de fotoquímicos incluyendo compuestos fenólicos. Estos compuestos fenólicos son beneficiosos para la salud. Su estudio es de gran interés debido a sus propiedades antioxidantes y capacidad de eliminar radicales libres y especies reactivas al oxígeno. Estos pueden prevenir enfermedades degenerativas como las enfermedades cardiovasculares, cáncer, diabetes y el Alzheimer a través de la acción antioxidante y/o modulación de diferentes actividades enzimáticas.

Granos de quinua contienen varios compuestos fenólicos tales como la quercetina, kaempferol, rutina y sus derivados, ácido vanílico, ácido ferúlico y ferúlico ácido-4-glucósido.

Tabla 3. *Distribución de los ácidos fenólicos y flavonoides en la quinua de grano entero y sus fracciones molidas*

Compuestos fenólicos	Grano integral	cascos	grano descascarillado	grano molido
El ácido gálico	6,53 ± 0,9 c	21.53 ± 1.8 b	2.48 ± 0.3 e	3.38 ± 0.3 d
ácido benzoico 3,4-dihidroxi	8,94 ± 1.2 c	43,9 ± 3.4 b	9,81 ± 0.7 c	6,74 ± 0.6 d
ácido vanilico	18.80 ± 1.9 d	53.63 ± 4.9 b	32.26 ± 2.8 c	11.89 ± 0.5 e
ácido p-cumárico	4,09 ± 0.2 c	12,32 ± 1.1 a	4.27 ± 0.5 c	3,22 ± 0,9 c, d
ácido sinápico	3,97 ± 0.2 c	10,64 ± 0.8 a	0,74 ± 0.1 e	1.39 ± 0,05 d
Ácido ferúlico	34.85 ± 2.4 c	84.21 ± 5.4 b	37.53 ± 4.2 c	22.19 ± 1.2 d
ácidos fenólicos totales	78.16 ± 6.8	233.16 ± 18.7	88.97 ± 8.6	48.81 ± 3.5
Rutina	21,73 ± 1.8 d	76.54 ± 3.6 b	35.85 ± 2.1 c	12.59 ± 1.2 e
Miricetina	1.08 ± 0.08 d	0,26 ± 0 e	1,94 ± 0.04 b	3.09 ± 0.4 a
Daidzeína	0,11 ± 0.01 d	0,36 ± 0,02 c	1,06 ± 0.01 b	-
Luteolina	0.58 ± 0.06 c	0,31 ± 0.01 d	3.08 ± 0.2 a	2.92 ± 0.3 a
La quercetina	23.86 ± 2.5 c	19,71 ± 1.6 c	29.00 ± 2.7 b	18.41 ± 2.7c, d
La apigenina	3.68 ± 0,6 c	4.15 ± 0.3 c	5.6 ± 1.1 b	-
Kaempferol	4.31 ± 0.5 c	10.50 ± 1.8 b	2.6 ± 0.4 d	0,25 ± 0.01 e
flavonoides totales	67,0 ± 6,2	121.25 ± 9.2	93.77 ± 9.2	43.52 ± 5.3

Los datos expresan como desviaciones estándar medias de tres determinaciones independientes ND, por debajo del límite de detección. Medias con las mismas letras (a,b,d,e) dentro de la misma fila no difieren significativamente (P<0.05)

Saponinas

Las saponinas son componentes tensos activos naturales que pueden ser obtenidos de numerosas plantas vegetales. Se trata de glucósidos formados por uno o más residuos oligosacarídos unidos covalentemente a una aglicona de carácter hidrofóbico (Hetfmann, 1995). Según el tipo de aglicona se suelen clasificar en dos grupos, como

glucósidos o triterpenicos. El nombre de saponina deriva del término en latín "sapo" que significa jabón.

Las saponinas se han utilizado por más de 100 años como elementos espumosos en alimentos y bebidas, producción de películas fotográficas, vacunas, cosméticos, jabón para el cabello, ropa etc. Los efectos principales de las saponinas son: Reducción de la tensión superficial, formación de espuma persistente, emulsificación de grasas y aceites, celulares y humorales, permeabilidad de la membrana celular, reducción de amoníaco, activación del crecimiento microbiano (Hernandez, 1997).

Las saponinas también son consideradas metabolitos secundarios, estas forman parte del sistema de defensa de plantas contra patógenos y herbívoros, números estudios demuestran las propiedades fungicida, antimicrobiana, insecticida, molusquicida y alelopatica de las saponinas, a pesar de que el mecanismo molecular por el cual actúan no está dilucidado. (Augustin, 2011).

Una de los propiedades más estudiadas de la saponinas es su capacidad que tienen para formar complejos con el colesterol y perturbar así membranas biológicas, lo que estaría asociado a su actividad hemolítica (Augustin, 2011), esta propiedad ayuda a retirar colesterol.

En la quinua estas saponinas imparten un sabor amargo y tienen la tendencia de producir espuma en soluciones acuosas. (Koziol, 1992) reporta concentraciones que varían de 0.01% a 4.65% para las saponinas (peso en seco) en la Quinua. Las saponinas en la Quinua son consideradas un componente no deseado por el mal sabor intensamente amargo que no es deseable por los consumidores de quinua, habiéndose incluso buscado su reducción por procedimientos de Ingeniería genética. Incluso se tiene ya desarrollado operaciones con el objetivo de despojar al grano de quinua de sus saponinas, proceso que recibe globalmente el nombre de "desaponificación de la Quinua", e incluyen normalmente la "vía seca", que consiste básicamente en un raspado y pelado de la Quinua en grano, la "vía húmeda" que es una extracción que comúnmente utiliza agua como solvente, y la "vía combinada" que comprende operaciones correspondientes a las dos anteriores (Valdivieso & Rivadeneira, 1998). Estudios sobre las saponinas de la Quinua ya se han desarrollado en cuanto a su obtención con fines de

caracterización química. Así tenemos que (Wall, 1952) extrajeron saponinas con etanol acuoso al 80 % v\v. (300 mL de etanol/ 50 g de droga seca) con un reflujo de 1 hora.

Saponinas de quinua se concentran en las capas exteriores de la cubierta de la semilla, y debido a eso, semillas de quinua comerciales son procesados para eliminar estos compuestos. Las saponinas se quitan tradicionalmente de quinua por lavado de los granos en agua corriente, a veces el agua alcalina. El principal problema con este proceso tradicional es que utiliza grandes cantidades de agua y provoca la contaminación de los ríos y lagos. Para evitar la contaminación del agua, saponinas se pueden eliminar con una abrasión física de las semillas. (Gomez Caravaca, 2014)

Aceites

El aceite de quinua tiene una alta concentración de ácidos grasos excelentes para la salud, por lo que al hablar del aceite de quinua no solo hablamos de un aceite común sino de uno de calidad.

Es importante mencionar la cantidad relativamente alta de aceite en la quinua, aspecto que ha sido muy poco estudiado, que la convierte en una fuente potencial para la extracción de aceite.

Estudios realizados encontraron que el mayor porcentaje de ácidos grasos presentes en este aceite es el Omega 6 (ácido linoleico), siendo de 50,24% para quinua, valores muy similares a los encontrados en el aceite de germen de maíz, que tiene un rango de 45 a 65%.

El Omega 9 (ácido oleico) se encuentra en segundo lugar, siendo 26,04% para aceite de quinua. Los valores encontrados para el Omega 3 (ácido linolénico) son de 4,77%, seguido del ácido palmítico con 9,59%. Encontramos también ácidos grasos en pequeña proporción, como el ácido esteárico y el eicosapentaenoico. La composición de estos ácidos grasos es muy similar al aceite de germen de maíz.

La quinua ayuda a reducir el colesterol LDL (o colesterol malo) del organismo y elevar el colesterol HDL (o colesterol bueno) gracias a su contenido en ácidos grasos omega 3 y omega 6.

Los principales componentes de ácidos grasos en la quinua (cruda y molida), el arroz y la soya se muestran en la siguiente tabla. En comparación con la composición de ácidos grasos del arroz, la quinua contiene más de 20 veces más ácidos grasos insaturados, especialmente el ácido linoleico (C18:2). Al comparar la composición de ácidos grasos de la quinua con la de la soya, la quinua contiene aproximadamente la mitad de los ácidos grasos insaturados y 10 veces menos ácidos grasos saturados. Estas diferencias también se deben al menor contenido de grasa en el arroz y al mayor contenido de grasa en la soya.

Tabla 4. *Ácidos grasos de quinua cruda, harina de quinua, arroz y soya (g/100g porción comestible).*

	Ácido mirístico ($C_{14:0}$)	**Ácido palmítico ($C_{16:0}$)**	**Ácido esteárico ($C_{18:0}$)**	**Ácido oleico ($C_{18:1}$)**	**Ácido linoleico ($C_{18:2}$)**	**Ácido linolénico ($C_{18:3}$)**
Quinua cruda	0.015	0.008	0.046	1.604	4.256	0.509
Harina de quinua	0.011	0.486	0.039	1.402	3.156	0.401
Arroz, blanco, de grano corto, crudo	0.003	0.125	0.010	0.159	0.114	0.024
Soya, semillas maduras, crudas	0.055	2.116	0.712	4.348	9.925	1.33

Además de los ácidos grasos que contiene el aceite de quinua este posee una valiosa fuente de tocoferoles. Debido a la alta calidad de su aceite y el hecho de que algunas variedades muestran las concentraciones de grasa de hasta el 9,5%, la quinua es considerada como un nuevo cultivo de aceite potencialmente valiosa.

Tecnologías para la extracción de aceite a partir de semillas

Extracción mecánica de aceites:

Este es el proceso más antiguo utilizado para la extracción del aceite el cual se basa en la aplicación de la presión ejercida sobre una masa de productos oleaginosos (semillas sometidas a cada uno de los tratamientos preliminares), colocados en una bolsa o mallas. El rendimiento del aceite obtenido por prensado mecánico depende de varios

factores como el grado de humedad, el método de cocción y de la composición química de la semilla.

La extracción de aceite a presión se puede realizar en prensas discontinuas o continuas, las cuales contienen tamices que dejan pasar el aceite y retienen los residuos sólidos. Para obtener un alto rendimiento en el proceso se debe utilizar una presión alta.

Extracción en prensas continúas: esta operación consiste en hacer desplazar la oleaginosa continuamente bajo presión creciente de un tornillo sinfín en una caja o tambor horizontal. Una tercera parte de la prensa es el estrangulador que no es más que un orificio de presión regulable ubicado al final del tambor, el cual provoca la descarga de la torta. Este tipo de prensa no produce la torta de aceite en forma de masa compacta, sino que extrae la tora en forma de escamas sueltas, las cuales se muelen fácilmente para reducirlas a harina. Este tipo de extracción es ideal para las pequeñas y medianas empresas.

Ventajas de la extracción a través de prensas continúas:

- Funcionamiento continuo
- Se extrae mayor cantidad de aceite
- Tiene mayor capacidad
- Bajo costo de instalación
- Facilidad del proceso
- Requiere menor mano de obra

Extracción en prensas discontinúas: este tipo de sistema se efectúa exclusivamente en prensas que funcionan por cargas sucesivas desde el punto de vista de producción. Las diferencias principales entre las prensas utilizadas dependen de que el material sea prensado dentro de una jaula perforada (prensas cerradas), que se envuelven en un material filtrante o que sirva de tamiz (prensas abiertas). Las prensas cerradas son mucho más prácticas y permiten aplicar una presión mayor.

El rendimiento del aceite depende de la cantidad de aceite que queda en la torta después del prensado. Esta cantidad es más baja cuanto mayor es la presión, aunque

influyen otras variables como el tiempo de drenaje de la prensa, la temperatura, la viscosidad del aceite, el contenido de aceite y de fibra de las materias primas, entre otras; aunque la variable decisiva es la presión.

Extracción por solventes orgánicos:

La extracción por disolventes se utiliza para las semillas oleaginosas y para las tortas obtenidas de la extracción mecánica, ya que estas aun contienen entre un 15- 25% de aceite que se puede reducir del 2-4% o menos. Este proceso generalmente, es un proceso de flujo continuo. En el diagrama 2, se observa el proceso de extracción de soya con disolvente.

Esta extracción consiste en someter las hojuelas laminadas al contacto con un disolvente orgánico, el cual extrae el aceite, separándolo de la mezcla de aceite-disolvente o miscela. Es más eficaz la extracción de aceites por medio de disolventes, dejando un residuo con menos del 1% en la torta.

Este método consiste en pasar varias veces el disolvente por las hojuelas, hasta quedar saturado. La solución de aceite en el disolvente se destila, quedando el aceite (que no destila), recuperándose el disolvente, condensándolo para volverse a utilizar varias veces, quedando el aceite crudo listo para ser almacenado, sometido a refinación o para ser comercializado.

Las instalaciones para extracción por solventes se dividen en dos grupos: extracción discontinua o por cargas sucesivas y la extracción continua.

Tipos de extracción con solventes orgánicos

Extracción discontinua: La extracción discontinua de aceites con disolventes, consiste en agregar el solvente a la mezcla, separación de aceite/disolvente, separación de disolvente/torta y por último el reciclaje del disolvente. Este proceso tiene varias ventajas como:

- Se utiliza en plantas a pequeña escala
- Pueden procesarse pequeñas cantidades (25kgs)

- Baja tasa de desechos

Extracción continúa: En los extractores continuos las hojuelas laminadas pasan constantemente por el receptáculo a contra corriente con el medio de extracción disolvente puro y miscela rebajada (la miscela es la mezcla de disolvente y aceite extraído).

Los extractores horizontales son bajos y se pueden instalar en instalaciones o bodegas de poca altura, aunque presentan algunas desventajas como que no se deben ubicar sobre el piso sino a una altura de 8 a 10 metros, lo anterior con el fin de poder descargar el material extraído en la parte alta del equipo para eliminar el disolvente, además requiere de un mayor número de bombas para miscela. Los extractores verticales a diferencia de los horizontales son grandes, de tipo torre y su funcionamiento es menos fácil de supervisar.

Algunos de los factores que se deben tener en cuenta para la extracción con solventes son:

- Tiempo de extracción
- Cantidad de solvente
- Temperatura del solvente
- Tipo de solvente
- Tamaño y forma de las hojuelas
- Velocidad de la extracción

Los disolventes tienen que tener las siguientes características:

- No tóxico
- No inflamable
- No explosivo
- Bajo punto de ebullición
- Económico
- Excelentes propiedades disolventes
- Baja evaporación

Los principales solventes empleados para la extracción de aceites de acuerdo a sus puntos de ebullición son los siguientes:

Tabla 5. Características de solventes para extracción de aceites y grasas

SOLVENTE	RANGOS DE EBULLICION
Pentano	30 – 35 °C
Hexano	63.3 - 69.5 °C
Heptano	87.8 – 97.7 °C
Octano	100 - 140 °C

El Hexano es el disolvente más utilizado ya que cumple con los parámetros específicos en cuanto a su pureza y facilidad para su eliminación total, debido a su punto de ebullición, ya que los disolventes con alto punto de ebullición presentan dificultad para su separación del aceite y de la torta proteica.

Factores que influyen en el proceso de extracción

El proceso de extracción ya sea por prensado o por solventes, se ve influenciado por varios factores, entre los más importantes son:

- Contenido de agua en la semilla: debido a que el agua es una sustancia polar, y a pesar que se requiere cierto grado de humedad residual para evitar que se desmenuce la semilla, un contenido alto, haría que el proceso de penetración del solvente fuera más complejo.
- Tamaño y forma de la hojuela: la forma de la hojuela influye en la extracción, esto con el fin de que el solvente fluya libremente; en cuanto al tamaño de esta, debe facilitar la extracción de cada una de las partículas. Si es muy fina la hojuela, evitaría una filtración eficiente del solvente
- Cantidad de solvente: este factor depende de la composición de la semilla oleaginosa. La cantidad de solvente estriba entonces de la cantidad de contenido crudo de fibra. Al igual que la concentración de la miscela, es decir que cuando la concentración es alta, se necesita menos energía para recuperar el solvente.

- Temperatura de extracción: al utilizar altas temperaturas en el proceso, reduce la viscosidad del solvente y eleva la solubilidad del extracto en el solvente.
- Tiempo de extracción: este depende del nivel de la extracción y de la estructura de la semilla.

Desaponificado

Como ya se mencionó la cascara de la quinua contiene una gran cantidad de saponinas que le brindan un sabor astringente y amargo al grano, la saponina no solo genera un mal sabor al grano, esta también llega a ser nociva para el ser humano en ciertas cantidades al ser consumida, motivo por el cual descascaramos los granos de quinua en el proceso llamado desaponificación, la cual consiste en una acción combinada de paletas o tambores giratorios y tamiz estacionario, que permite un constante raspado de los granos de quinua contra las paredes de las mallas. El polvillo desprendido de los granos pasa a través de la malla y es separado por gravedad y mediante uso de succionadores de aire, para aumentar la eficiencia se complementa con un cepillado del grano. (FAO, QUINUA: Operaciones de Poscosecha)

Diagrama de flujo desaponificado de quinua

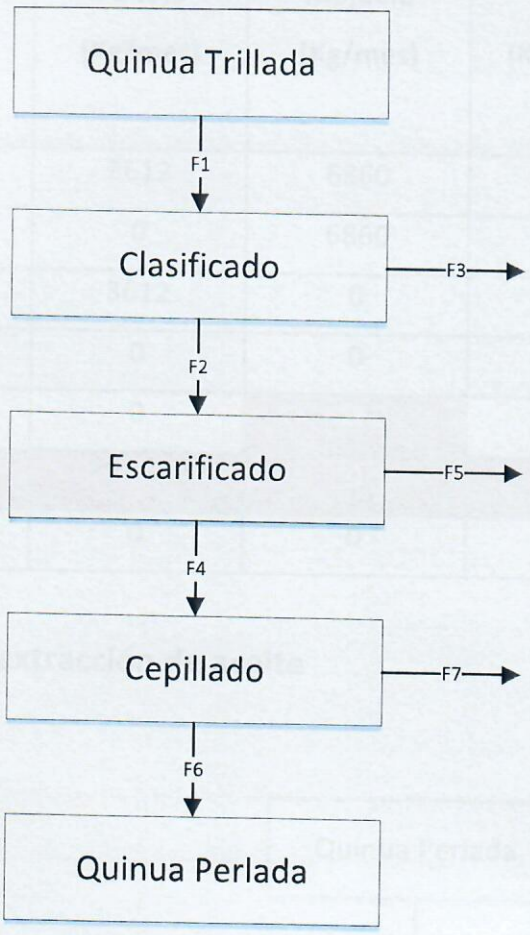


Figura 1. *Diagrama de flujo, de saponificado de quinua*

Balance de masa de desaponificación

Donde, $F_1, F_2, F_3, F_4, F_5, F_6, F_7$ flujos de masa en Kg/mes

$$F_1 = F_3 + F_2$$

$$F_2 = F_4 + F_5$$

$$F_4 = F_7 + F_6$$

Tabla 6. Balance de Masa del diagrama de flujo de la figura 1

	Quinua Perlada (Kg/mes)	Panoja (Kg/mes)	Mojuelo (Kg/mes)	Polvo (Kg/mes)	Total (Kg/mes)
F1	50057	3612	6860	9471	70000
F2	50057	0	6860	5705	62622
F3	0	3612	0	3115	6727
F4	50057	0	0	651	50708
F5	0	0	6860	5705	12565
F6	50057	0	0	0	50057
F7	0	0	0	651	651

Diagrama de flujo extracción de aceite

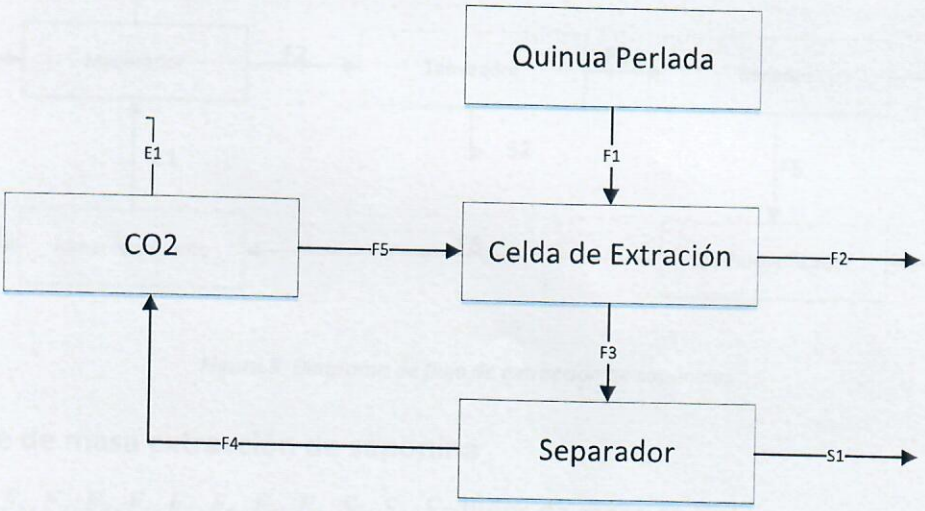


***Figura 2.** Diagrama de flujo Extracción de aceite por fluido supercrítico*

Balance de masa extracción de aceite

Donde, $F_1, F_2, F_3, F_4, F_5, S_1, E_1$ flujos de masa en Kg/mes

$$F_1 + F_5 = F_2 + F_3$$

$$F_3 = F_4 + S_1$$

$$F_4 + E_1 = F_5$$

Tabla 7. *Balance de Masa del diagrama de flujo de la figura 2*

	Quinua (Kg/mes)	CO_2 (Kg/mes)	Aceite (Kg/mes)	Total (Kg/mes)
F1	47004	0	3053	50057
F2	47004	0	1406	48410
F3	0	726	1647	2373
F4	0	81	0	81
F5	0	726	0	726
S1	0	645	1647	2292
E1	0	645	0	645

Diagrama de flujo de extracción de saponina

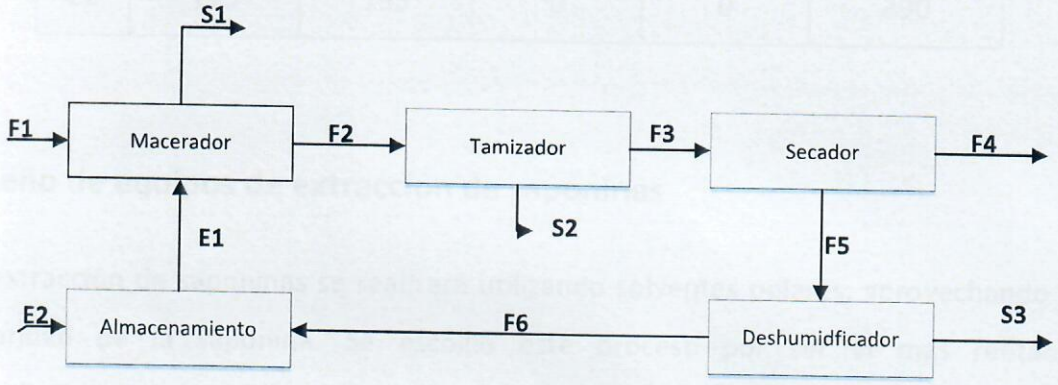


Figura 3. *Diagrama de flujo de extracción de saponinas*

Balance de masa extracción de saponina

Donde, $F_1, F_2, F_3, F_4, F_5, F_6, E_1, E_2, S_1, S_2, S_3$ flujos de masa en Kg/día

$$F_1 + E_1 = S_1 + F_2$$

$$F_2 = F_3 + S_2$$

$$F_3 = F_4 + F_5$$

$$F_5 = F_6 + S_3$$

$$E_1 = F_6 + E_2$$

Tabla 8. Balance de Masa del diagrama de la figura 3

	Agua (Kg/día)	Metanol (Kg/día)	Mojuelo (Kg/día)	Saponina (Kg/día)	Total (Kg/día)
F1	0	0	255	95	350
S1	40	40	245	25	350
E1	1575	1575	0	0	3150
F2	1710	1710	10	70	3500
S2	0	0	10	0	10
F3	1535	1535	0	70	3140
F4	0	0	0	70	70
F5	1535	1535	0	0	3070
S3	155	155	0	0	310
F6	1380	1380	0	0	2760
E2	195	195	0	0	390

Diseño de equipos de extracción de saponinas

La extracción de saponinas se realizará utilizando solventes polares, aprovechando la polaridad de la saponina. Se escogió este proceso por ser el más rentable económicamente.

El solvente que se utilizará será una mezcla agua - metanol 50 %v/v, relación en peso soluto solvente 1/9 y tiempo de maceración 48 hora, siendo estos parámetros los óptimos para la extracción (R. Almanza, 2012)

Descripción del proceso.

Macerador:

En la etapa de maceración ocurre la transferencia de masa del mojuelo al solvente (agua-metanol), se aprovecha la polaridad de la saponina para la transferencia. La transferencia de

masa es lenta, este proceso dura 48 horas, se contará con 2 maceradores para suplir la capacidad de la planta (DIAGRAMA DE GANTT – ANEXO 1).

Tamizador:

Luego de macerar por 48 horas se obtiene solvente son contenido de saponina y partículas suspendidas y gran parte de ellas sedimentadas en los fondos del macerador, se necesitan separar estas partículas de mojuelo para realizar el proceso de secado por aspersión.
Para la separación se utilizará un tamiz malla 400 ASTM, luego de tamizar al mojuelo la solución alcohólica va al proceso de secado.

Secador:

En este proceso se obtiene partículas de saponina secas, el secado se realiza con aire caliente en paralelo en un secador por aspersión, el cual consiste en secar gotas de solución saponina (dispersadas o pulverizadas) con aire caliente, Se obtiene esferas secas de saponina y aire humedecido con solvente, el cual va al siguiente proceso de deshumidificación, para poder recuperar una parte del solvente

Deshumidificador:

En este proceso se deshumidifica el aire que se obtiene de la cámara de secado, este aire contiene gran cantidad de solvente como vapor, el proceso consiste en la disminución de la temperatura y la condensación del solvente, se extrae el solvente para luego volverlo a utilizar. La cámara de deshumidificación recupera el 90% del solvente.

Almacenamiento:

En la etapa de almacenamiento de recibe el solvente que se obtiene de la cámara de deshumidificación, en el tanque de almacenamiento se le alimenta con solvente necesario para ingresar a la maceración con la relación 50% v/v de agua butanol y con razón de 1/9 solvente mojuelo.

Diseño de equipo de maceración

Volumen ocupado por mojuelo:

$$V_{moju} = \frac{350\ Kg}{1200\ \frac{Kg}{m^3}} = 0.3\ m^3$$

Volumen ocupado por el solvente (agua-metanol)

$$V_{solvente} = \frac{3150\ Kg}{1000\ \frac{Kg}{m^3}} = 3.15\ m^3$$

Volumen total ocupado

$$V = V_{moju} + V_{agua}$$

$$V = 3.45\ m^3$$

Volumen de macerador:

$$V_{mace} = 1.5 * V = 5.0\ m^3$$

Dimensionamiento macerador

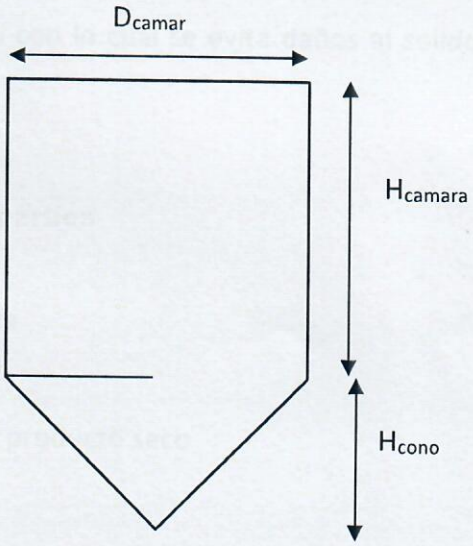


***Figura 4**. Esquema del macerador*

El volumen del cono debe ser capaz almacenar el mojuelo

Volumen del cono: $0.4\ m^3$

$$\frac{1}{3} * \pi * \frac{R_{camara}^2}{4} * R_{camara} * \sqrt[2]{2} = 0.4\ m^3$$

$$R_{cámara} = 0.65\ m$$

$$D_{cámara} = 1.3\ m$$

$$H_{cono} = 1.45\ m$$

$$H_{camara} = 3.46\ m$$

$$H_{total} = 4.91\ m$$

Diseño equipo de secado

Se utilizará un secador por aspersión debido a que la saponina es susceptible al calor, se hidroliza por encima de 60°

Secado por aspersión

La operación de secado por aspersión consiste en la transformación de una alimentación en estado líquido a un producto sólido y seco, la operación se inicia poniendo en contacto gotas finas de solución con un flujo de aire caliente, el tiempo de contacto entre ellas es muy corto con lo cual se evita daños al solido debido a calor (Masters, 1985).

Etapas de secado por aspersión

a) Atomización
b) Contacto aire-gota
c) Evaporación
d) Recuperación del producto seco

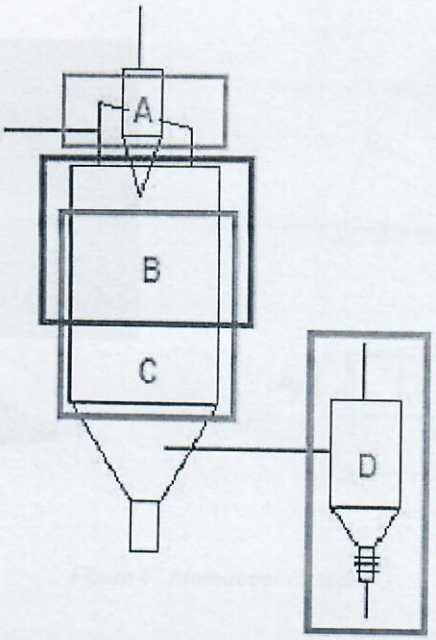


Figura 5. Etapas del secado por aspersión: A) Atomización, B) Contacto aire-gota, C) Evaporación,

Atomización

En la atomización se logra producir una nube de líquido con una alta relación superficie-masa, la atomización es la parte más importante del proceso de secado por aspersión (Masters, 1985).

Existen 3 tipos de atomizadores:

- Atomizadores Rotatorios
- Boquillas a presión
- Boquillas neumáticas

Los atomizadores rotatorios tienen como ventaja el poder manejar flujos altos de alimentación (Masters, 1985), debido a esta ventaja que escoge el atomizador rotatorio para el diseño

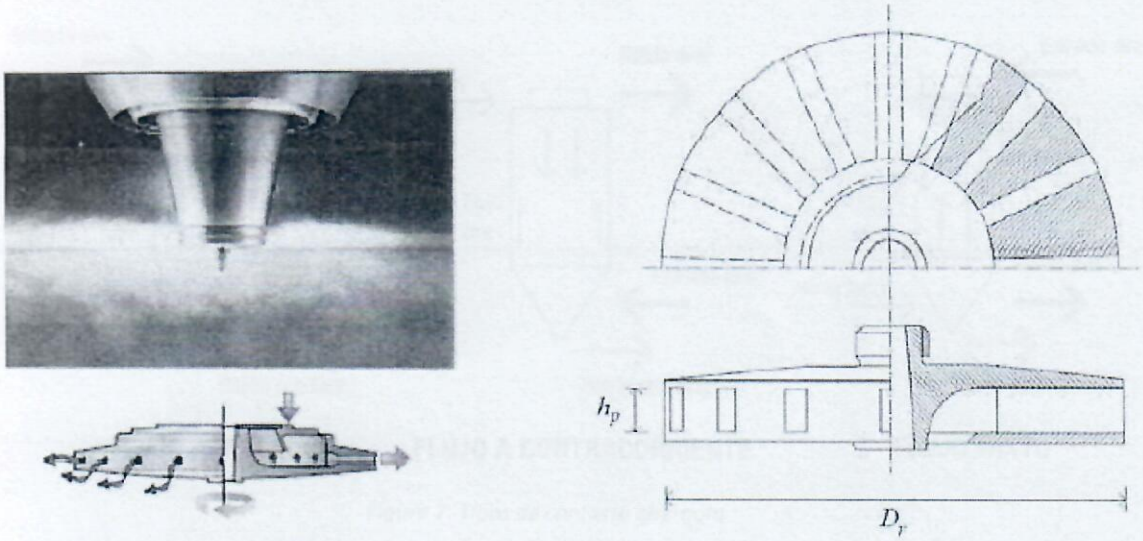


Figura 6 . Atomizador rotatorio

Contacto Aire-Gota

Existen tres formas básicas de contacto aire-gota (Masters, 1985)

- **Flujo paralelo**. El fluido atomizado y el aire caliente se introducen en la zona superior de la cámara y viajan en la misma dirección a través del secador.
- **Flujo a contracorriente.** El aire de secado y el fluido atomizado se mueven en direcciones opuestas en la cámara de secado
- **Flujo mixto.** Una boquilla se coloca en el fondo de la cámara, dirigida hacia arriba, dentro de la corriente descendente del gas, cuya entrada se encuentra en el techo de la cámara

Debido a que el producto a secar son saponinas y estas se hidrolizan a 60 grados centígrados, motivo por el cual se elige para el diseño flujo en paralelo para el contacto aire-gota, debido a que existe enfriamiento evaporativo y a que el tiempo de contacto entre el aire caliente y la gota es muy corto la temperatura del sólido no difiere mucho a la temperatura de alimentación, otra razón por la cual se elige el flujo en paralelo es que el aire caliente a medida que atraviesa la cámara de secado va perdiendo temperatura lo cual ayuda a no producir la hidrólisis del producto (saponina)

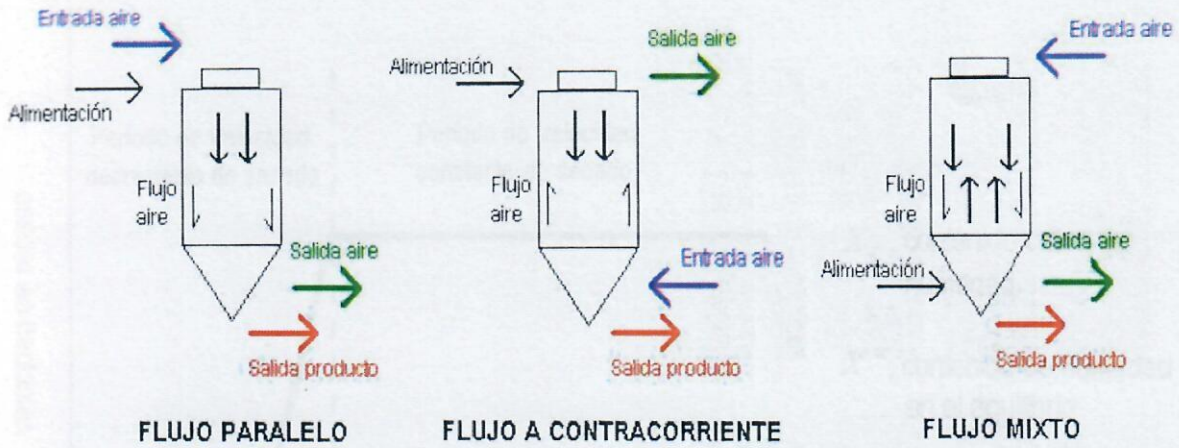


Figura 7. *Tipos de contacto aire-gota*

Evaporación

La velocidad de evaporación se lleva a cabo en dos periodos (Masters, 1985)

- **Período de velocidad constante.** La difusión de humedad desde las gotas hacia el aire de secado, permite tener la superficie saturada de líquido, el tamaño de la gota va disminuyendo y en la superficie la temperatura permanece constante. El aire de secado disminuye su temperatura a medida que gana humedad.
- **Período de velocidad decreciente.** La velocidad de difusión de la humedad a la superficie no es suficiente para mantenerla saturada, en este momento aparecen áreas secas sobre la superficie, alcanzándose el punto crítico de humedad en donde la gota ya no puede contraerse más en volumen y su temperatura empieza a ascender. En este punto el aire de secado llega a la temperatura crítica y a una humedad crítica, su temperatura sigue disminuyendo hasta la fijada por el final del proceso aumentando su humedad.

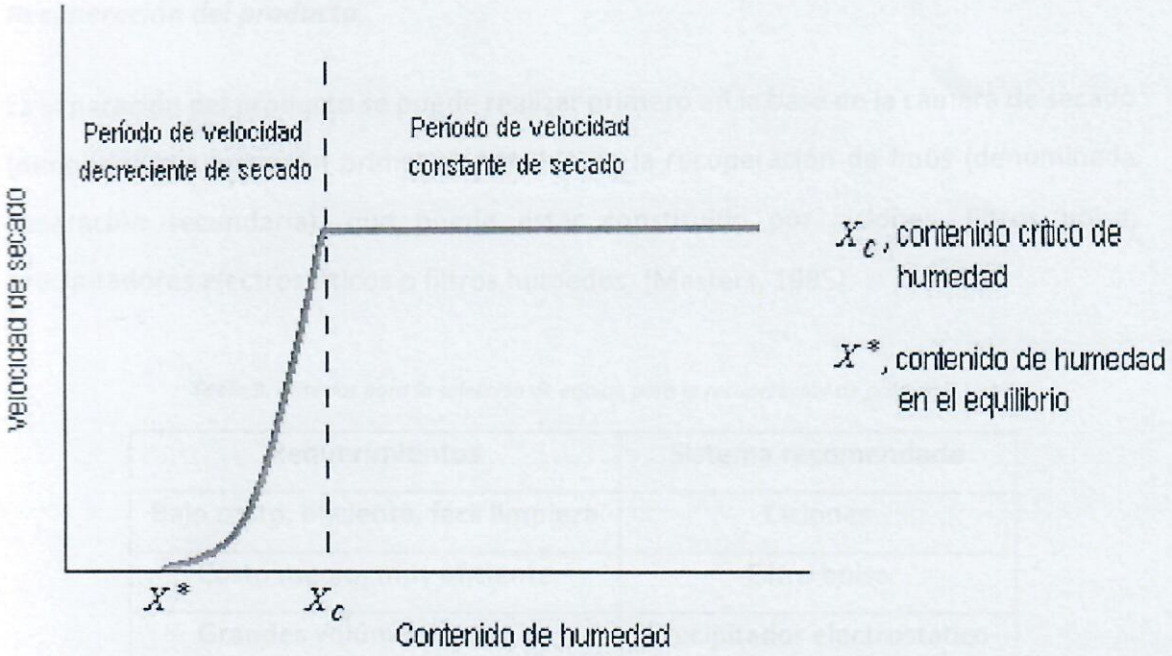


***Figura 8**. Curva velocidad de secado*

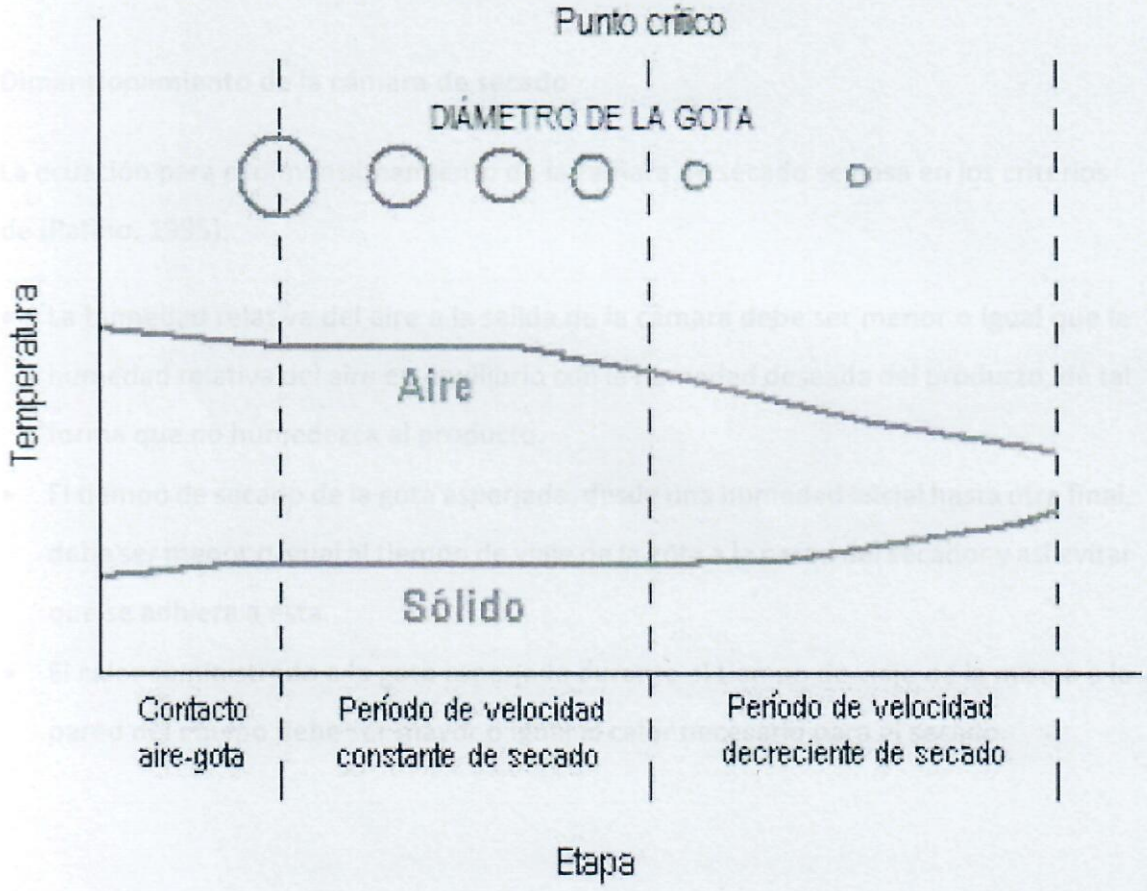


***Figura 9**. Cambios de diámetro de la gota en las etapas de evaporación*

Recuperación del producto

La separación del producto se puede realizar primero en la base de la cámara de secado (denominada separación primaria), seguida de la recuperación de finos (denominada separación secundaria), que puede estar constituido por ciclones, filtros bolsa, precipitadores electrostáticos o filtros húmedos. (Masters, 1985).

Tabla 9. *Criterios para la selección de equipo para la recuperación de producto*

Requerimientos	Sistema recomendado
Bajo costo, eficiente, fácil limpieza	Ciclones
Costo medio, muy eficiente	Filtro bolsa
Grandes volúmenes de aire	Precipitador electrostático
Recuperación de productos finos	Ciclón + filtro húmedo

Dimensionamiento de la cámara de secado

La ecuación para el dimensionamiento de la cámara de secado se basa en los criterios de (Patiño, 1995).

- La humedad relativa del aire a la salida de la cámara debe ser menor o igual que la humedad relativa del aire en equilibrio con la humedad deseada del producto, de tal forma que no humedezca al producto.
- El tiempo de secado de la gota asperjada, desde una humedad inicial hasta otra final, debe ser menor o igual al tiempo de viaje de la gota a la pared del secador y así evitar que se adhiera a esta.
- El calor suministrado a la gota asperjada durante el tiempo de viaje de la misma a la pared del equipo debe ser mayor o igual al calor necesario para el secado.

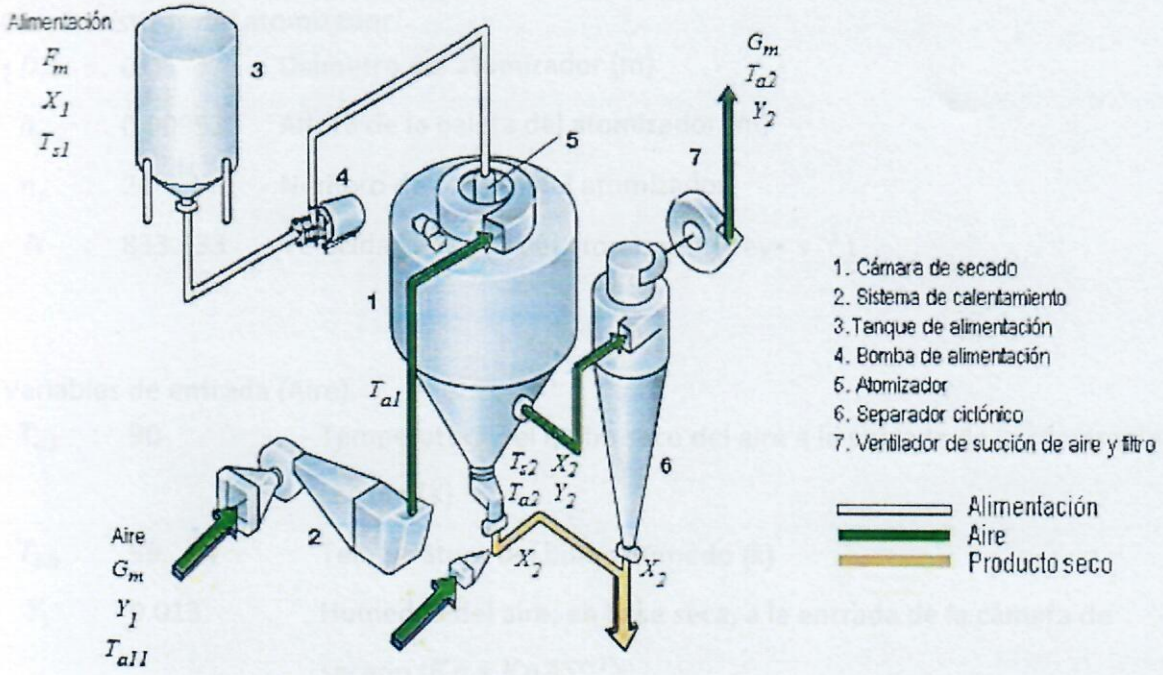


***Figura 10**. Diagrama de secador por aspersión*

Variables y constantes a emplear

Constantes del sistema

C_{pa}	:	1005	Capacidad calórica del aire seco ($J * KgAS^{-1} * K^{-1}$)
C_{pw}	:	4186	Capacidad calórica del agua ($J * Kg^{-1} * K^{-1}$)
C_v	:	1884	Capacidad calórica del vapor de agua ($J * KgAS^{-1} * K^{-1}$)
g	:	9.81	Constante de gravedad ($m * s^{-2}$)
M_A	:	18.02	Peso Molecular del agua ($Kg * mol^{-1}$)
M_B	:	28.97	Peso molecular del aire ($Kg * mol^{-1}$)
P_t	:	1000020	Presión de trabajo en la condiciones (Pa)
T_0	:	0	Temperatura de referencia (K)
λ_0	:	2502300	Calor latente de vaporización a la temperatura de referencia ($J * Kg^{-1}$)
ρ_w	:	1000	Densidad del agua ($Kg * m^{-3}$)
Γ	:	$6.73x10^{-6}$	Coeficiente de difusión del agua en el sólido ($m^2 * s^{-1}$)

Características del atomizador

D_r	:	0.05	Diámetro del atomizador (m)
h_p	:	0.009525	Altura de la paleta del atomizador (m)
n_p	:	24	Numero de paletas del atomizador
N	:	833.333	Velocidad angular del atomizador (rev$* s^{-1}$)

Variables de entrada (Aire)

T_{a1}	:	90	Temperatura del bulbo seco del aire a la entrada de la cámara de secado (K)
T_{bh}	:	39	Temperatura del bulbo húmedo (k)
Y_1	:	0.013	Humedad del aire, en base seca, a la entrada de la cámara de secado ($Kg * KgAS^{-1}$)
λ_{bh}	:	2409300	Calor latente de vaporización a la temperatura de bulbo húmedo ($J * Kg^{-1}$)
μ_a	:	$0.015x10^{-2}$	Viscosidad del aire (N$* s * m^{-2}$)

Variables de entrada (Alimentación)

C_{alim}	:	22.47	Concentración de la alimentación ($Kg_{ss} * m^{-3}$)
C_{pss}	:	2071.175	Capacidad calórica del solido seco ($J * Kg_{ss}{}^{-1} * K^{-1}$)
F	:	0.1090278	Flujo de alimentación ($Kg_{sh} * s^{-1}$)
k_s	:	0.58	Conductividad termina de alimentación ($W * m^{-1} * K^{-1}$)
T_{s1}	:	20	Temperatura del sólido a la entrada de la cámara de secado (K)
μ_s	:	0.28	Viscosidad de la alimentación ($N * s * m^{-2}$)
ρ_s	:	1008	Densidad de la alimentación ($Kgsh * m^{-3}$)
ρ_{ss}	:	1020	Densidad de los sólidos secos ($Kgss * m^{-3}$)

Variables de salida (Aire)

k_{d1}	:	0.0291	Conductividad térmica de la película de aire que rodea la gota evaluada a una temperatura promedio entre la T_{a2} y la superficie de la gota ($W * m^{-1} * K^{-1}$)

T_{a2} : 60 Temperatura del aire a la salida de la cámara de secado (K)

Variables de salida (Producto)

T_{s2} : 20 Temperatura del sólido a la salida de la cámara de secado (K) $(W * m^{-1} * K^{-1})$

X_2 : 0 Humedad del producto, en base seca, a la salida de la cámara de secado. $(Kgagua * Kgss^{-1})$

Balance materia cámara de secado

$$F_m(X_1 - X_2) = G_m(Y_2 - Y_1)$$

$$F_m = 0.0024\, Kg_{ss} * s^{-1}$$

$$G_m = 8.7315\, Kg_{AS} * s^{-1}$$

Balance de energía de la cámara de secado

Considerando, la cámara de secado adiabática

$$F_m(h_{s1} - h_{s2}) = G_m(H_{a2} - H_{a1})$$

$$h_{s1} = C_{pss}(T_{s1} - T_0) + X_1 C_{pw}(T_{s1} - T_0)$$

$$h_{s1} = 3.7134 * 10^6 \frac{J}{Kg_{ss}}$$

$$h_{s2} = C_{pss}(T_{s2} - T_0) + X_2 C_{pw}(T_{s2} - T_0)$$

$$h_{s1} = 1.0356 * 10^5 \frac{J}{Kg_{ss}}$$

$$H_{a1} = (C_{pa} + C_v Y_1)(T_{a1} - T_0) + \lambda_0 Y_1$$

$$H_{a1} = 1.2518 * 10^5 \frac{J}{Kg_{ss}}$$

$$H_{a2} = (C_{pa} + C_v Y_2)(T_{a2} - T_0) + \lambda_0 Y_2$$

$$H_{a2} = 1.2623 * 10^5 \frac{J}{Kg_{ss}}$$

Calor necesario brindado por el calentador de aire:

$$F_m(X_1 - X_2) = G_m(Y_2 - Y_1) = 8663.616 \frac{J}{s}$$

La siguiente correlación nos ayuda a predecir el diámetro promedio de las gotas de solución dispersadas. Esta correlación es válida para atomizadores rotatorios de diámetro pequeño (de 5 a 15 cm) y velocidades periféricas altas (Masters, 1985).

$$D_{vs} = 5240. M_p^{0.171}. (\pi. D_r. N)^{-0.537}. \mu_s^{-0.017}$$

El flux másico de la alimentación por cada paleta del atomizador (M_p) de la correlación anterior se calcula como sigue:

$$M_p = \frac{F}{h_p * n_p}$$

$$M_p = 4.7694$$

Reemplazando, y resolviendo:

$$D_{vs} = 4.3048 * 10^{-5} m = 43.048\ \mu m$$

El dimensionamiento de la cámara se realizó en función del diámetro de la gota con 95% de probabilidad que tenga un diámetro igual a D_{95}, de esta forma se garantiza que una gota de este tamaño se seca antes de llegar a la pared de la cámara entonces el 95% de la nube también lo hará. D_{95} se define como sigue (Masters, 1985).

$$D_{95} = 1.4 * D_{vs}$$

$$D_{95} = 6.0267 * 10^{-5} m = 60.267\ \mu m$$

Diámetro en el punto crítico de la gota

Suponiendo que no hay colisiones entre las gotas, por lo tanto, no hay ruptura ni coalescencia de las mismas, la masa de los sólidos secos de la gota se mantiene constante desde la entrada a la salida de la cámara de secado, de tal forma que:

$$\frac{V_{d1} * \rho_s}{1 + X_1} = \frac{V_{d2} * \rho_{ss}}{1 + X_2}$$

Como ya se mencionó una vez que la gota alcance el punto crítico, el diámetro de las misma permanece constante y se denomina diámetro critico (Dc), este diámetro se mantiene hasta la salida de la cámara de secado, a partir de lo mencionado se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{\frac{4}{3} * \pi * \frac{D_{95}^3}{8} * \rho_s}{1 + X_1} = \frac{\frac{4}{3} * \pi * \frac{D_c^3}{8} * \rho_{ss}}{1 + X_2}$$

Despejando Dc:

$$D_c = D_{95} * \left[\frac{\rho_s}{\rho_{ss}} * \frac{1 + X_2}{1 + X_1}\right]^{\frac{1}{3}}$$

Reemplazando, y resolviendo

$$D_c = 1.6895 * 10^{-5}\ m = 16.895\ \mu m$$

Humedad en el punto crítico de la gota

La disminución del diámetro de la gota se debe a la pérdida de la humedad, de tal forma que la humedad removida de la gota cuando se alcanza el punto crítico (a_r) puede escribirse como (Masters, 1985)

$$a_r = \frac{\pi}{6} * (D_{95}^3 - D_c^3) * \rho_w$$

$$a_r = 1.1209 * 10^{-10}\ Kg_{agua}$$

La humedad remanente (a_p) se calcula: (Masters, 1985)

$$a_p = \frac{\pi * D_{95}^3}{6} * X_{1h} * \rho_s - a_r$$

$$X_{1h} = 1 - \frac{C_{alim}}{\rho_s}$$

$$X_{1h} = 0.978\ Kg_{agua}/Kg_{total}$$

Reemplazando, y resolviendo

$$a_r = 8.6641 * 10^{-13}\ Kg_{agua}$$

La humedad absoluta de la gota cuando se alcanza el punto crítico (X_c) está dado por (Masters, 1985)

$$X_c = \frac{a_p}{\left(\frac{\pi * D_{95}^3}{6}\right) * C_{alim}}$$

$$X_c = 0.3364\ Kg_{agua}/Kg_{ss}$$

Temperatura en el punto crítico de la gota

La temperatura de la gota en el punto crítico puede ser considerada igual a la temperatura del bulbo húmedo del aire de secado

$$T_{sc} = T_{bh} = 39\ °C$$

Humedad en el punto crítico del aire de secado

La humedad absoluta del aire cuando se alcanza el punto crítico (Y_c) se obtiene del balance de materia (humedad) sobre la cámara de secado desde la entrada hasta el punto crítico, escribiéndose:

$$Y_c = Y_1 + \frac{F_m(X_1 - X_c)}{G_m}$$

$$Y_c = 0.0251\ Kg_{agua}/Kg_{AS}$$

La entalpía de los sólidos cuando se alcanza el punto crítico (h_{sc}) se calcula como sigue (Masters, 1985)

$$h_{sc} = C_{pss} * (T_{sc} - T_0) + X_c * C_{pw} * (T_{sc} - T_0)$$

$$h_{sc} = 1.3570 * 10^5 \frac{J}{Kg_{sc}}$$

La entalpía del aire cuando se alcanza el punto crítico (H_{ac}) se calcula como sigue (Masters, 1985)

$$H_{ac} = \left(C_{pa} + C_v * Y_c\right) * (T_{ac} - T_0) + \lambda_0 * Y_c$$

Temperatura en el punto crítico del aire de secado

Despejando la temperatura en el punto crítico

$$T_{ac} = \frac{H_{ac} - \lambda_0 * Y_c}{(C_{pa} + C_v * Y_c)} + T_0$$

Donde H_{ac} se obtiene del balance de energía sobre la cámara de secado desde la entrada hasta el punto crítico, escribiéndose:

$$H_{ac} = \frac{F_m * (h_{s1} - h_{sc})}{G_m} + H_{a1}$$

$$H_{ac} = 1.2618 * 10^5 \frac{J}{Kg_{AS}}$$

Reemplazando, y resolviendo

$$T_{ac} = 60.1869\ °C$$

Tiempo de secado

Como se mencionó anteriormente existen dos periodos de secado: el de velocidad constante y el de velocidad decreciente, por tanto, el tiempo total de secado se define como:

$$t_T = t_c + t_d$$

El tiempo de secado en el período de velocidad constante puede deducirse a partir de un balance de energía sobre la gota atomizada, suponiendo que la velocidad de transferencia de calor es igual a la velocidad de transferencia de masa multiplicada por el calor latente de vaporización, de tal forma que:

$$h_c * A * \Delta T_{ml1} = -\lambda_{bh} * \frac{dm_d}{dt}$$

Suponiendo que la gota atomizadas es una esfera, el área se expresa como:

$$A = \pi * D_d^2$$

Y la masa:

$$m_d = \frac{\pi * D_d^3}{6} * \rho_w$$

reemplazando

$$\frac{-\lambda_{bh} * \pi * \rho_w}{6} * d(D_d^3) = h_c * \pi * D_d^2 * \Delta T_{ml1} * dt$$

Derivando y ordenando:

$$dt = -\frac{\lambda_{bh} * \rho_w}{2 * h_c * \Delta T_{ml1}} * dD_d$$

Al integrar con los limites

$$t = 0 \; a \; t = t_c \; y \; de \; D_d = D_{95} \; a \; D_d = D_c$$

Nos resulta:

$$t_c = -\frac{\lambda_{bh} * \rho_w}{2 * \Delta T_{ml1}} \int_{D_{95}}^{D_c} \frac{dD_d}{h_c}$$

Por definición, el coeficiente de transferencia de calor (h_c), se puede calcular a partir del numero de nusselt

$$h_c = \frac{Nu * k_d}{D_d}$$

Para la transferencia de calor entre una esfera y un fluido en movimiento, se recomienda la siguiente relación. (McCabe & Smith, 2002)

$$Nu = 2 + 0.6 * Re^{\frac{1}{2}} * Pr^{\frac{1}{3}}$$

reemplazando

$$t_c = -\frac{\lambda_{bh} * \rho_w}{2 * \Delta T_{ml1}} \int_{D_{95}}^{D_c} \frac{D_d * dD_d}{k_d * \left[2 + 0.6 * (\frac{D_d * V_{rel} * \rho_a}{\mu_a})^{\frac{1}{2}} * (\frac{C_s * \mu_a}{k_d})^{\frac{1}{3}}\right]}$$

Asumimos que la velocidad relativa entre la gota de agua y el aire es despreciable (Masters, 1985)

$$t_c = \frac{\lambda_{bh} * \rho_w}{8 * \Delta T_{ml1} * k_{d1}} * (D_{95}^2 - D_c^2)$$

Donde, la media logarítmica es:

$$\Delta T_{ml1} = \frac{(T_{a1} - T_{s1}) - (T_{ac} - T_{sc})}{\ln(\frac{T_{a1} - T_{s1}}{T_{ac} - T_{sc}})}$$

$$\Delta T_{ml1} = 40.8439\ °C$$

Reemplazando, y resolviendo

$$t_c = 0.8480\ s$$

El periodo de velocidad decreciente (t_d), se define como: (Masters, 1985)

$$t_d = \frac{\lambda_{bh} * D_c^2 * \rho_{ss}}{12 * \Delta T_{ml2} * k_{d1}} * (X_c - X_2)$$

Donde, la media logarítmica es:

$$\Delta T_{ml2} = \frac{(T_{ac} - T_{sc}) - (T_{a2} - T_{s2})}{\ln(\frac{T_{ac} - T_{sc}}{T_{a2} - T_{s2}})}$$

$$\Delta T_{ml2} = 14.9\ °C$$

Reemplazando, y resolviendo

$$t_d = 0.0454\ s$$

Siendo el tiempo total de la gota en la cámara de secado:

$$t_T = t_c + t_d = 0.8933\ s$$

Tiempo de viaje de la gota a la pared de la cámara de secado

La siguiente ecuación es la trayectoria de la nube atomizada de fluido de alimentación en un atomizador rotatorio propuesta por (Gluckert, 1962)

$$\frac{V_{ai}}{V_{res}} = 1.2 * \left[\left(\frac{b}{r - \frac{D_r}{2}}\right) * (\frac{D_r}{2 * r})\right]^{\frac{1}{2}}$$

Donde *b* es la anchura de un chorro anular imaginario de aire que sale del disco rotatorio, con la misma composición de aire a la salida de la cámara de secado (*Y2h*) y teniendo la misma velocidad y momentum que el chorro líquido de alimentación. De tal forma que (Gluckert, 1962):

$$b = \frac{F}{\rho_{a2} * 2 * \pi * \frac{D_r}{2} * V_{res}}$$

$$b = 0.0051\ m$$

La velocidad radial de las gotas que salen del atomizador rotatorio se calcula como sigue (Masters, 1985)

$$V_{r0} = \left(\frac{\rho_s * Q_v^2 * \omega^2 * \frac{D_r}{2}}{3 * \mu_s * h_p^2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$V_{r0} = 1.0736\ m/s$$

La velocidad tangencial de las gotas que sale del atomizador rotatorio se define como (Masters, 1985)

$$V_{t0} = \pi * D_r * N$$

$$V_{t0} = 130.8996\ m/s$$

Mientras la velocidad axial de las gotas que salen del atomizador es considerada despreciable, de tal forma que (Masters, 1985)

$$V_{v0} = 0$$

El ángulo de atomización se define como:

$$\theta = 180° - 2 * \arctan(\frac{V_{v0}}{V_{r0}})$$

$$\theta = 3.1416$$

La velocidad resultante de la gota que sale del atomizador rotatorio se define como la suma de sus componentes, de tal forma que:

$$V_{res} = \sqrt{{V_{t0}}^2 + {V_{r0}}^2 + {V_{v0}}^2}$$

$$V_{res} = 130.9040\ m/s$$

A partir de la ecuación de (Gluckert, 1962) se deduce la ecuación para el cálculo del tiempo total de viaje de la gota a la pared de la cámara de secado (t_T), con la consideración de que:

$$R_{camara} > 5 * \frac{D_r}{2}$$

Se obtiene

$$t_T = \frac{(R_{camara} - \frac{D_r}{4})^2}{2.4 * V_{res} * (b * \frac{D_r}{2})^{\frac{1}{2}}}$$

Despejando el radio de la cámara (R_{camara})

$$R_{camara} = \left[t_T * 2.4 * V_{res} * (b * \frac{D_r}{2})^{\frac{1}{2}}\right]^{\frac{1}{2}} + \frac{D_r}{4}$$

$$R_{camara} = 1.7966\ m$$

Y el diámetro

$$D_{camara} = 2 * R_{camara}$$

$$D_{camara} = 3.5932\ m$$

Dimensiones de la cámara de secado

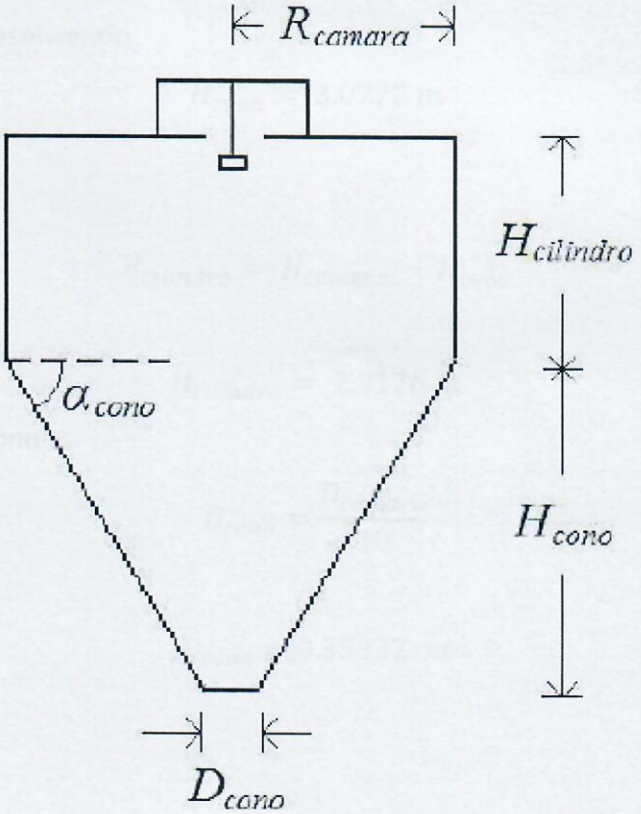


Figura 11. *Esquema de dimensionamiento de cámara de secado*

La relación H_{camara} / D_{camara} de la cámara de secado, con una sección cilíndrica ($H_{cilindro}$) y una cónica (H_{cono}), con atomizador rotatorio es de 1.2 a 1.5 (McCabe & Smith, 2002)

En la literatura los cálculos para dimensionamiento de cámara de secado es la siguiente:

$$H_{camara} = 1.5 * D_{camara}$$

$$H_{camara} = 5.3898\ m$$

Por geometría

$$H_{cono} = \left[R_{camara} - \frac{D_{cono}}{2}\right] * \tan(\alpha_{cono})$$

Se recomiendo que el ángulo de inclinación del cono de la cámara de secado sea de por lo menos 60° para facilitar la salida del producto fuera de la cámara de secado.

$$\alpha_{cono} = 60°$$

Reemplazando, y resolviendo

$$H_{cono} = 3.0772\ m$$

Luego,

$$H_{cilindro} = H_{camara} - H_{cono}$$

$$H_{cilindro} = 2.3126\ m$$

Y el diámetro del cono

$$D_{cono} = \frac{D_{camara}}{10}$$

$$D_{cono} = 0.35932\ m$$

Diseño de equipo de extracción de aceite de por fluido supercrítico

Almacenamiento Grano:

Contenido de Humedad del Grano: El grano es higroscópico, es decir que puede ganar o perder humedad del medio ambiente. Un alto contenido de agua, mayor de 14% no es deseable ni recomendable para almacenar grano de quinua.

Condición de extracción:

Tabla 10. *Condiciones de Extracción*

	Aceite
Temperatura (ºC)	75
Presión (MPa)	28.5
Tiempo de extracción (min)	55
Rendimiento	3.29

Análisis termodinámico

Solubilidad del soluto líquido en el fluido supercrítico:

Para la fase de aceite:

En el equilibrio, la fugacidad del soluto en la fase líquida debe ser igual que en la fase supercrítica:

$$f_1^{Liquida} = f_1^{SCF}$$

$$f_1^{Liquida} = x_1 . \gamma_1 . P^{sat}$$

Tabla 11.*Condiciones de Operación*

Condiciones de operación	
T (K)	348
P (atm)	281.27
M_{aceite} (g/mol)	279.8
R (atm.L/(mol.K))	0.08206

Coeficiente de actividad para el aceite

De la ecuación de Van Laar:

$$Ln\,\gamma_1 = A_{12}\left(1 + \frac{A_{12}\,x_1}{A_{21}\,x_2}\right)^{-2}$$

Donde:

$$A_{12} = 1.1208$$

$$A_{21} = 1.1832$$

$$x_1 = 0.061\ fracc.peso$$

Pasándolo a fracción molar:

$$x_1 = \frac{0.12\ x\ Masa\ Molar\ total}{Masa\ Molar\ del\ Aceite}$$

De datos bibliográficos:

$$Masa\ molar\ del\ extracto \cong Masa\ molar\ total = 486.42 g/mol$$

Entonces reemplazando los valores:

$$x_1 = 0.11\ fracc.molar$$

$$x_2 = 1 - x_1$$

Reemplazando los valores obtenemos:

$$\gamma_1 = 2.455122078$$

Presión de Saturación:

De la ecuación de Antoine:

$$Ln\,P^{Sat} = A + \frac{B}{C + T}$$

Donde los valores de la ecuación lo obtenemos de Bibliografía:

Tabla 12. Coeficientes de la ecuación de Antoine para el aceite

Valores para la Ecuación de Antoine	
A	20.5872
B	-1890.66
C	-72.58

Fuente: Vapor Pressure data oil, and their fatty acid ethyl ester derivatives

Reemplazando los valores en la ecuación y para la Temperatura de Trabajo (348 K) Obtenemos:

$$P^{Sat} = 911235.7364\ Pa$$

Entonces:

$$f_1^{Liquida} = x_1 . \gamma_1 . P^{sat}$$

$$f_1^{Liquida} = 0.11\ x\ 2.455122078\ x\ 911235.7364$$

$$f_1^{Liquida} = 246091.4472$$

Para la fase de fluido supercrítico:

$$\boldsymbol{f_1^{supercitical} = yi * \widehat{\emptyset}_i * P}$$

Propiedades de CO2

T(K)= 348

T_c(K)= 304.21

P(atm)= 281.27

Pc(atm)= 73

w= 0,224

M= 44

R(atm.L/(mol.K))= 0.08206

Coeficiente de fugacidad para componentes en solución

$$\ln(\emptyset) = (Z-1) - \ln(Z-B) - \frac{A}{(2\sqrt{2}*B)} * \ln\left(\frac{Z+2.414*B}{Z-0.414*B}\right)$$

Forma polinómica:

$$Z^3 - (1-B)*Z^2 + (A - 3.*B^2 - 2*B)*Z - (A*B - B^2 - B^3) = 0$$

$$A = \frac{a*P}{R^2*T^2} \; ; \qquad B = \frac{b*P}{R*T}$$

$$a = 0.4572\frac{(R*T_C)^2}{P_C}*\alpha \; ; \qquad b = 0.07780\frac{R*T_C}{P_C} \; ; \qquad \alpha = \left[1 + m\left(1-\sqrt{T_r}\right)\right]^2$$

$$m = 0.37464 + 1.5422*w - 0.26992*w^2$$

$$m = 0.70654929$$

$$\alpha = 0.90412787$$

$$a = 3.52876889$$

$$b = 0.02664342$$

$$A = 1.21709679$$

$$B = 0.26242344$$

$$Z = 0.58587021$$

$$\widehat{\emptyset}_i = \mathbf{0.4388}$$

Entonces reemplazamos los valores encontrados en la siguiente ecuación:

$$\boldsymbol{y_2 = \frac{x_1 . \gamma_1 . P^{sat}}{P \quad \widehat{\phi}_2}}$$

Obtenemos la fracción molar del aceite disuelto en CO_2 supercrítico:

$$y_2 = 0.01968 \; fracc.molar$$

También:

$$y_2 = 0.11321\ fracc.peso$$

Por datos bibliográficos se espera tener un porcentaje de extracción de 3.29%

$$\frac{Masa\ de\ Aceite\ Extraido}{Masa\ de\ Quinua\ cargada\ al\ Extractor} = 3.29\%$$

Para base 1 día (se trabaja 20 días al mes), Masa = 2502.85 Kg

Como: Masa de Pepa cargada al Extractor (se trabaja 8h/dia) = 312.856 kg.

Entonces: Masa de Aceite Extraído = 10.29297 kg.

$Masa_{CO2}$ necesaria para hacer la extracción:

$$\frac{Masa_{aceite\ extraido}}{Masa_{total}} = 0.11321$$

$$Masa_{CO2} = Masa_{total} - Masa_{aceite\ extraido}$$

Reemplazando:

$$Masa_{CO2} = 80.63\ kg$$

Balance de Energía:

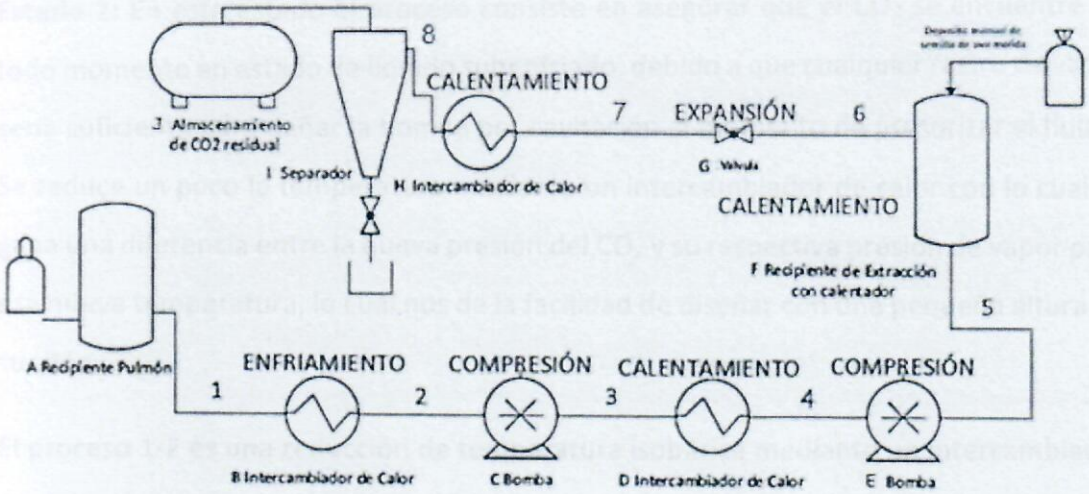


***Figura 12**. Diagrama de flujo extracción de aceite por fluido supercrítico*

***Tabla 13**. Estados termodinámicos para el proceso de extracción supercrítica con CO2*

Estados	T (ºC)	P (bar)	h (kJ/kg)
1	20	57	-250
2	15	57	-265
3	19	80	-260
4	35	80	-200
5	75	285	-170
6	75	285	-170
7	5	40	-170
8	10	40	-70

Estado 1: En este estado el CO_2 se encuentra en estado líquido saturado a una temperatura ambiente (T_{amb} = 20 °C), el cual se debe encontrar acumulado en un tanque pulmón, para asegurar que la bomba siempre trabaje con carga. El CO_2 es suministrado mediante una botella de dióxido de carbono líquido, la cual se adquiere comercialmente como fuente de materia prima, así como también del CO_2 que se recupere del proceso y se haga recircular.

El estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros: P_1 = 57,3 bar, T_1 = 20° C, líquido Saturado (x = 0).

Estado 2: En este estado el proceso consiste en asegurar que el CO_2 se encuentre en todo momento en estado de líquido subenfriado, debido a que cualquier rastro de vapor sería suficiente para dañar la bomba por cavitación al momento de presurizar el fluido. Se reduce un poco la temperatura mediante un intercambiador de calor con lo cual se gana una diferencia entre la nueva presión del CO_2 y su respectiva presión de vapor para esa nueva temperatura, lo cual nos da la facilidad de diseñar con una pequeña altura de succión.

El proceso 1-2 es una reducción de temperatura isobárica mediante un intercambiador de calor, por lo que el estado del CO_2 en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros: $P_2 = P_1$ = 57,3 bar, T_2 = 15° C, Pv_2 = 50 bar, líquido subenfriado.

Estado 3: En este estado el proceso consiste en aumentarle la presión al CO_2. Si aumentamos adiabáticamente la presión a partir del estado 2 mediante una bomba, la temperatura también irá aumentando, nos aseguraremos que el CO_2 que pasa por la bomba siempre esté en estado líquido, por lo que lo comprimiremos hasta una temperatura T_3 = 19 °C.

El proceso 2-3 es una compresión isoentrópica, por lo que el estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros: T_3 = 19 °C, P3 = 80 bar, $s_3 = s_2$.

Estado 4: En este estado elevaremos la temperatura del CO_2 con ayuda de intercambiador de calor previamente presurizado hasta alcanzar una temperatura de Tc= 35° C, para luego elevar su temperatura isoentrópicamente y alcanzar las temperaturas y presiones requeridas.

El proceso 3-4 es un aumento de temperatura isobárico mediante un intercambiador de calor los siguientes parámetros: P_4 = 80 bar, T_4 = 35 °C, $P_4 = P_3$.

Estado 5: En este estado el proceso consiste en aumentarle la presión al CO_2 para que posteriormente el fluido ingrese al recipiente de extracción. Si aumentamos

adiabáticamente la presión a partir del estado 4 mediante una bomba, la temperatura también irá aumentando hasta llegar al óptimo escogido que es de T_5 = 75 °C.

El proceso 4-5 es una compresión isoentrópica, por lo que el estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros: T_5 = 75 °C, P5 = 285 bar, $s_5 = s_4$.

Estado 6: En este estado el proceso consiste en brindarle al CO_2 previamente presurizado y depositado en el recipiente de extracción una temperatura constante T= 75° C, para que el CO_2 realice la extracción del aceite de la quinua. Se usará chaquetas para mantener la temperatura constante a las condiciones óptimas de extracción (P = 285 bar, T= 75°C).

El proceso 5-6 se encuentra definido por los siguientes parámetros: P_6 = 285 bar, T_6 = 75 °C.

Estado 7: En este estado el proceso consiste en despresurizar el CO_2 para que abandone el estado supercrítico para su posterior separación del aceite de quinua. Se observa que si el CO_2 se expande isoentálpicamente hasta presiones menores de 70 bar a partir del estado 6, este entrará dentro de la campana de mezcla líquido-vapor, por lo que dificultará su separación con el aceite de quinua debido a que se deberá buscar un método de separación para el CO_2 gas que es menos denso y con menor capacidad de disolver como para el CO_2 líquido que es más denso y por lo tanto cuenta con mejores propiedades como disolvente. De la misma manera, se observa que para presiones menores a 5 bar el CO_2 pasa a formar una mezcla de gas sólido, lo que dificultaría incluso más el proceso de extracción.

El proceso 6-7 será una expansión isoentálpica, por lo que el estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros: P_7 = 40 bar, $h_7 = h_6$.

$$x_7 = \frac{h_7 - h_f}{h_g - h_f} = 0.6$$

Estado 8: En este estado el proceso consiste en calentar el CO_2 para llevarlo al estado gaseoso y de esta manera reducir su densidad y consecuentemente su capacidad para disolver.

El proceso 7-8 consistirá en un aumento de temperatura isobárica, por lo que el estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros:

$$P_8 = P_7 = 40 \text{ bar}, T_7 = 10 \text{ °C}, \text{ vapor sobrecalentado.}$$

Balance de Energía por Equipo:

Intercambiador de Calor

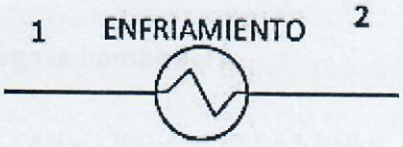


Figura 13. *Simbología intercambiador de calor*

Tabla 14. *Balance de energía intercambiador de calor puntos 1 y 2 del diagrama de la figura 4*

Estado	1	2
Presión (bar)	57.3	57.3
Temperatura (ºC)	20	15
Entalpia (kJ/kg)	-250	-265

Entonces la energía usada en el intercambiador de calor será:

$$\Delta H = -265 - (-250) = -15 \text{ kJ/kg}$$

Lo que nos dice que el CO_2 pierde -15 kJ/kg al pasar del estado 1 al 2.

Bomba

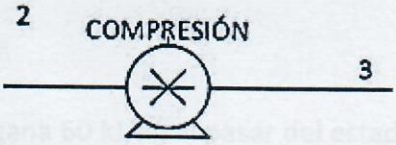


Figura 14. *Simbología bomba de compresión*

Tabla 15. Balance de energía bomba en los puntos 2 y 3 del diagrama de la figura 4

Estado	2	3
Presión (bar)	57.3	80
Temperatura (ºC)	15	19
Entalpia (kJ/kg)	-265	-260

Entonces la energía que otorga la bomba será:

$$\Delta H = -260 - (-265) = 5 \text{ kJ/kg}$$

Lo que nos dice que el CO_2 gana 5 kJ/kg al pasar del estado 2 al 3.

Intercambiador de Calor

Figura 15. *Simbología intercambiador de calor*

Tabla 16. *Balance de energía intercambiador de calor en los puntos 3 y 4 del diagrama de la figura 4*

Estado	3	4
Presión (bar)	80	80
Temperatura (ºC)	19	35
Entalpia (kJ/kg)	-260	-200

Entonces la energía usada en el intercambiador de calor será:

$$\Delta H = -200 - (-260) = 60 \text{ kJ/kg}$$

Lo que nos dice que el CO_2 gana 60 kJ/kg al pasar del estado 3 al 4.

Bomba

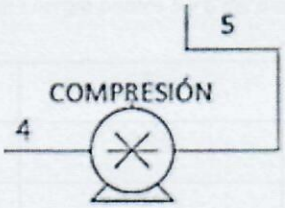


Figura 16. Simbología bomba de compresión

Tabla 17. Balance de energía bomba en los puntos 4 y 5 del diagrama de la figura 4

Estado	4	5
Presión (bar)	80	285
Temperatura (ºC)	35	75
Entalpia (kJ/kg)	-200	-170

Entonces la energía que otorga la bomba será:

$$\Delta H = -170 - (-200) = 30 \text{ kJ/kg}$$

Lo que nos dice que el CO_2 gana 30 kJ/kg al pasar del estado 4 al 5.

Recipiente de Extracción con Calentador

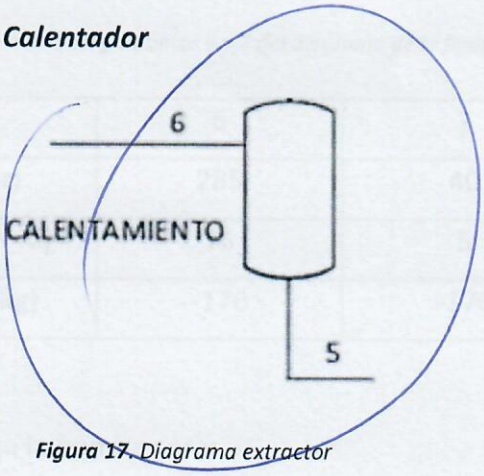


Figura 17. Diagrama extractor

Tabla 18. Balance de Energía puntos 5 y 6 del diagrama de la figura 4

Estado	5	6
Presión (bar)	285	285
Temperatura (ºC)	75	75
Entalpia (kJ/kg)	-170	-170

Entonces la energía que otorga la bomba será:

$$\Delta H = -170 - (-170) = 0 \text{ kJ/kg}$$

Lo que nos dice que el CO_2 no gana ni pierde energía al pasar del estado 3 al 4.

Válvula

***Figura 18**. Diagrama válvula de expansión*

***Tabla 19**. Balance de Energía puntos 6 y 7 del diagrama de la figura 4*

Estado	6	7
Presión (bar)	285	40
Temperatura (ºC)	75	5
Entalpia (kJ/kg)	-170	-170

Entonces la energía que otorga la bomba será:

$$\Delta H = -170 - (-170) = 0 \text{ kJ/kg}$$

Lo que nos dice que el CO_2 no gana ni pierde energía al pasar del estado 6 al 7.

Intercambiador de Calor

Figura 19. *Diagrama intercambiador de calor*

Tabla 20. *Balance de Energía puntos 7 y 8 del diagrama de la figura 4*

Estado	7	8
Presión (bar)	40	40
Temperatura (ºC)	5	10
Entalpia (kJ/kg)	-170	-70

Entonces la energía que otorga la bomba será:

$$\Delta H = -70 - (-170) = 100 \text{ kJ/kg}$$

Lo que nos dice que el CO_2 gana 100 kJ/kg al pasar del estado 7 al 8.

Dimensionamientos de Equipos

Descripción de los componentes para la extracción por Fluidos Supercríticos

Se realizará una selección conceptual de los equipos que se utilizarán para el diseño de la planta de extracción de aceite de semilla de uva usando CO_2 en estado supercrítico según los requerimientos que se tienen en el análisis termodinámico del Sistema de Extracción por Fluidos Supercríticos.

Tanque de CO_2

El dióxido de carbono que usaremos para el proceso de extracción supercrítica se adquiere como insumo mediante la compra e instalación de cilindros de CO_2 el cual es vendido como gas licuado. El CO_2 licuado es vendido a temperatura T_{amb} = 20°C y a presión P=57,3 bar. Para trabajar con CO_2 líquido se necesitará utilizar un cilindro de CO_2

con sonda, que contiene un tubo de inmersión que se extiende desde la válvula del cilindro hasta justo encima del fondo del cilindro.

Deposito Pulmón

Aquellos los sistemas en los que se ejerce presión sobre un fluido se tienen algunas complicaciones, las cuales se pasa a mencionar a continuación:

- La bomba o compresor puede solicitar mayor demanda de fluido que la que se le está suministrando, lo cual puede tener como consecuencia que funcionen en vacío lo cual puede ocasionar graves daños en el equipo de presión.
- En el caso de los equipos de desplazamiento positivo, producto de la compresión por el mecanismo biela-manivela hacia el fluido, se presentan variaciones de presión en forma de pulsaciones.

Se soluciona este tipo de inconvenientes utilizando un tanque pulmón el cual tiene las siguientes funciones:

- Absorber las variaciones de presión producto de la compresión del fluido mediante un dispositivo de desplazamiento positivo.
- Asegurar líquido en la aspiración de bomba durante los picos de demanda. Para hacerlo más efectivo el tanque pulmón debe estar ubicado lo más cerca posible a la bomba o compresor instalado.

Bomba

Para aumentar la presión al CO_2 hasta los 285 bar a fin de llevarlo al estado de fluido supercrítico se prefiere utilizar una bomba a utilizar un compresor, debido a que la bomba tiene las siguientes ventajas sobre el compresor:

- Requiere una menor inversión para las mismas condiciones.
- Tiene mejor control de caudal.
- El consumo eléctrico es menor para las mismas condiciones.
- El consumo energético es menor para presiones mayores a 200 bar.

Las bombas centrífugas, que son las bombas más comunes y comerciales no son capaces de alcanzar presiones altas, por eso se deben buscar otros tipos de bombas a fin de encontrar el modelo más idóneo para este caso. Un tipo de bomba que es capaz de alcanzar altas presiones es la bomba de etapas múltiples, la cual consiste en varias bombas centrífugas en serie.

Las bombas reciprocantes, al no ser del tipo cinética como las bombas centrífugas, no requieren velocidad para producir presión, es decir la velocidad es independiente de la presión y por este motivo se pueden obtener presiones altas a bajos caudales, lo cual es lo que requerimos para las capacidades de una planta. Las presiones de descarga pueden alcanzar presiones incluso de hasta 690 bar. Otra ventaja que nos da la bomba reciprocante es su alta eficiencia, la cual está en el rango entre 85% a 94%, lo cual nos da un ahorro en los costos energéticos. Sin embargo, las bombas reciprocantes tienen un costo inicial y de mantenimiento mayor que las bombas centrífugas, por ejemplo, las empaquetaduras en las bombas reciprocantes se desgastan muy rápido. Otra de las desventajas de las bombas reciprocantes son las pulsaciones del sistema, las cuales se ocasionan debido a que como la circulación del fluido por los tubos de succión y descarga no es constante, el fluido debe acelerarse y desacelerarse un cierto número de veces por cada revolución del cigüeñal de la bomba reciprocante.

Intercambiador de Calor

En nuestro proceso de extracción supercrítica se va a utilizar tres intercambiadores de calor. El primero se utiliza para enfriar el dióxido de carbono que se encuentra en el pulmón, para asegurarse que el CO_2 ingrese en estado de líquido subenfriado y sea succionado por la bomba. El segundo intercambiador de calor se utiliza para calentar el CO_2. Se tienen 2 tipos de intercambiadores de calor como opciones a escoger:

a) **Intercambiador de carcasa y tubos:** Este intercambiador consiste en un grupo de tubos rectos los cuales están montados longitudinalmente dentro de una carcasa cilíndrica. En este tipo de intercambiador tubular se tienen dos lados de circulación: el lado de los tubos (flujo interior a los tubos) y el lado de la carcasa (flujo exterior a los tubos, pero interior a la carcasa). Este equipo presenta las siguientes características:

- Ideal si se necesita gran área de intercambio.

- Se le puede incrementar la velocidad y turbulencia al fluido en el lado de la carcasa para conseguir un mayor coeficiente de calor mediante la instalación de deflectores.

- Se puede absorber las vibraciones producidas por el flujo transversal mediante el uso de deflectores al aumentar la rigidez del banco de tubos.

- El uso de deflectores aumenta la caída de presión del fluido en el lado de la carcasa, lo cual resulta en mayores costos de bombeo.

- Alto precio.

b) **Intercambiador de calor de placas**: Este tipo de intercambiador se caracteriza por no usar tubos, sino en su lugar emplea superficies delgadas o placas metálicas las cuales tienen pasajes por los que circulan los fluidos. Es ideal cuando el proceso de intercambio de calor necesita el uso de un material de construcción especial, como por ejemplo acero inoxidable al ser más compacto que un intercambiador de carcasa y tubos para la misma área de transmisión. Este equipo presenta las siguientes características:

- Bajo costo de inversión y de operación
- Baja frecuencia de mantenimiento
- Poco espacio requerido
- Buena aproximación de temperatura
- El fluido puede alcanzar regímenes turbulentos a menores números de Reynolds que en un intercambiador de tubo y carcasa.
- No requiere aislamiento externo
- Sus anclajes y cimientos son menos costosos que los requeridos por uno de carcasa y tubos.

- Por lo general, no están diseñados para operar con presiones mayores a 25 bar o temperaturas mayores a 160 °C. Sin embargo existen arreglos especiales en dónde las placas van soldadas lo cual permite trabajar a presiones en el orden de los 100 bares.

Este es el intercambiador que se va a utilizar para este proyecto, tomando en cuenta que el intercambiador de placas debe resistir una presión de trabajo de por lo menos 57 bar.

Chaqueta para el recipiente de extracción

De acuerdo a lo que se observó en las secciones anteriores, el CO_2 deberá calentarse hasta 75°C para llegar a las condiciones óptimas de extracción para conseguir el aceite de quinua. Como fuente de calor se aprovechará el vapor resultante a la salida del evaporador del ciclo de refrigeración utilizado previamente para reducir la temperatura del CO_2. Este vapor debe interactuar con el CO_2 que se encuentra dentro del recipiente de extracción como si se tratase del condensador del ciclo de refrigeración mencionado anteriormente.

La primera opción que se tiene para utilizar el vapor del refrigerante para calentar el recipiente de extracción es utilizar un serpentín helicoidal, sin embargo, se tiene como principal limitación que en caso que se requiera utilizar un serpentín interno que es más eficiente se deberá diseñar el serpentín para que soporte presión externa de hasta 300 bar, si a esto se le suma que el radio de curvatura que le da la forma helicoidal incrementaría el esfuerzo mecánico de cualquier situación mecánica a la que se le someta. Por este motivo la opción de utilizar un serpentín interno helicoidal es poco viable.

Otra opción es aplicar directamente el vapor sobre la cara externa del recipiente de extracción mediante una chaqueta aislada térmicamente hacia el exterior. El vapor circula por el espacio anular que queda entre el diámetro externo del recipiente de extracción y el diámetro interno de la chaqueta.

Recipiente de Extracción

El recipiente de extracción es el equipo en el que el CO_2 en estado supercrítico tiene contacto con los granos de quinua y realiza el proceso de extracción. Este recipiente al contener el CO_2 a alta presión se debe diseñar según la norma ASME sección VIII, el cual da pautas para diseñar recipientes a presión. Esta norma tiene 3 divisiones en las cuales se detalla los procedimientos a tener en cuenta según el recipiente a presión a diseñar. El alcance general de estas 3 divisiones es el siguiente:

- La División 1: Es para recipientes sometidos a una presión interna o externa igual o mayor a 15 psig (1 bar g) y menor o igual a 3000 psig (207 bar g).
- La División 2: Es para recipientes sometidos a una presión interna o externa mayor a 3000 psig (207 bar g) y menor o igual a 10 000 psig (689 bar g).
- La División 3: Es para recipientes sometidos a una presión interna o externa mayor a 10 000 psig.

En el diseño del recipiente de extracción se trabajará con unas condiciones de extracción de 285 bar se utilizarán las normas de construcción del código ASME sección VIII división 2 versión 2010. Se fabricará de acero inoxidable austenítico AISI 316 debido a los siguientes motivos:

- Al ser resistente a la corrosión, se evitará perder área resistiva por una disminución del espesor. Esta razón es muy importante debido a que estaremos trabajando a presiones muy altas.
- El acero inoxidable austenítico no endurece por tratamiento térmico, con lo cual se evitará que el material se pueda fragilizar después de trabajar en altas temperaturas y enfriarse rápidamente al ser soldado.
- El acero inoxidable austenítico presenta una buena tenacidad y ductilidad lo cual permitirá trabajar a altas presiones sin que el espesor del recipiente sea muy elevado.

De la misma manera que se tuvieron en cuenta las ventajas del acero inoxidable austenítico se deberán tomar en cuenta las limitaciones que este tiene:

- El acero inoxidable austenítico es susceptible de presentar corrosión intergranular al estar expuesto a un rango de temperatura entre 600 – 850 °C, debido a que el cromo disuelto en el acero inoxidable se combina con el carbono formando $Cr_{23}C_6$, lo que ocasiona que él porcentaje de cromo en el acero disminuya a menos del 12% quitándole la propiedad de inoxidable. Este problema se presenta por lo general en la zona afectada por el calor de una unión soldada. Se puede evitar la formación de $Cr_{23}C_6$ agregándole al acero austenítico entre 2% a 3% de molibdeno, debido a que agregarle este elemento permite que se retrase la formación del $Cr_{23}C_6$, este tipo de acero inoxidable austenítico es el AISI 316.

Separador

Se utilizara un separador vertical bifásico, el fluido entra al separador y choca con el deflector interno causando la separación inicial del líquido y vapor, la fuerza de gravedad causa que el líquido se vaya hacia el fondo y el gas vaya hacia el domo del recipiente. La recolección de líquido en el fondo provee un tiempo retención del cual ayuda a que los gases y líquidos encuentren el equilibrio a una presión.

El separador vertical es más usado cuando hay mayor cantidad de gas en el flujo de entrada.

Tuberías

Las tuberías a utilizar serán de acero inoxidable AISI 304 o AISI 316, esto debido a que en el proceso se van a utilizar productos agroindustriales que están destinados para el consumo humano y cualquier rastro de corrosión lo haría no apto para consumir. Además, que al trabajar a altas presiones, las reducciones de espesor producto de una posible corrosión, podría ocasionar que la tubería falle por la reducción del área resistiva. Las tuberías a utilizar deben ser sin costura, esto debido a las grandes presiones con las que se están trabajando y la costura de soldadura sería la zona más susceptible a fallar. Las uniones serán del tipo bridadas según el código ASME B16.5 y como se puede apreciar en la tabla siguiente, el tipo de brida (clase) a utilizar está definido por los parámetros de presión y temperatura a los que está sometido.

Tabla 21. Relaciones de presión y temperatura para clases de bridas y accesorios bridados en acero inoxidable AISI 316

Nominal Designation	Forgings	Castings	Plates
16Cr-12Ni-2Mo	A 182 Gr. F316 (1) A 182 Gr. F316H	A 351 Gr. CF3M (2) A 351 Gr. CF8M (1)	A 240 Gr. 316 (1) A 240 Gr. 316H
18Cr-13Ni-3Mo	A182 Gr. F317 (1)		A 240 Gr. 317 (1)
19Cr-10Ni-3Mo		A 351 Gr. CG8M (3)	

Working Pressures by Classes, bar							
Class Temp., °C	150	300	400	600	900	1500	2500
-29 to 38	19.0	49.6	66.2	99.3	148.9	248.2	413.7
50	18.4	48.1	64.2	96.2	144.3	240.6	400.9
100	16.2	42.2	56.3	84.4	126.6	211.0	351.6
150	14.8	38.5	51.3	77.0	115.5	192.5	320.8

Diseño de bombas

Previo ingreso del CO_2 al recipiente de extracción, este es comprimido previamente. Se hará uso de una bomba de desplazamiento positivo reciprocante, la cual tendrá los siguientes parámetros de selección: P_{ing} = 57 bar, T_{ing} = 15°C, P_{sal} = 285 bar, ρ_{ing} = 850 kg/m^3. Además, se seleccionará un caudal de 34 L/min que permitirá llenar en 5 minutos el recipiente de extracción, el cual tendrá un volumen de 170 litros. Para cumplir los parámetros de trabajo requeridos se utilizará una bomba reciprocante de émbolo tríplex de la marca CAT PUMPS, la cual ofrece una línea de bombas especialmente diseñadas para trabajar con CO_2 líquido. Esta línea de bombas para CO_2 tiene como ventajas que permite trabajar a presiones de entradas altas y viscosidades muy bajas como es el caso del CO_2 líquido. En la siguiente tabla se pueden ver las características de las bombas ofrecidas por CAT PUMPS.

Tabla 22. Características de las bombas de acero inoxidable 316 ofrecidos por CAT PUMPS. [CAT PUMPS, 2011]

PUMP MODEL	MAXIMUM FLOW GPM	MAXIMUM FLOW LPM	MAXIMUM PRESSURE PSI	MAXIMUM PRESSURE BAR	HORSEPOWER HP	HORSEPOWER KW	RPM	DRIVES	OPTIONAL[1] SEALS
316 STAINLESS STEEL MANIFOLDS WITH BUNA SEALS 9 TO 21 GPM (34 TO 79 LPM)									
Note: Models ending in the letter "C" or "K" are flush style pumps. Pumps in *italics* indicate an optional performance rating.									
3801	9	34	5000	345	30.8	23	824	Belt	FPM, EPDM
3801K	9	34	5000	345	30.8	23	824	Belt	FPM, EPDM
7CP6111G1	10	38	2000	140	13.7	10.2	1667	Gearbox	FPM, EPDM, STHT
1051	10	38	2200	155	15.1	11.3	958	Belt, Clutch	FPM, EPDM, STHT, NBRS, IPFE, ST4, PTFE
1051C	10	38	2200	155	15.1	11.3	958	Belt, Clutch	FPM, EPDM, STHT, NBRS, IPFE, ST4, PTFE
1861	10	38	3000	210	20.6	15.4	1429	Belt, Clutch	FPM, EPDM, IPFE
1861K	10	38	3000	210	20.6	15.4	1429	Belt, Clutch	FPM, EPDM, IPFE
7CP6111	10.5	40	2000	140	14.4	10.7	1725	Belt, Bell, Clutch	FPM, EPDM, STHT
7CP6171	10.5	40	2000	140	14.4	10.7	1450	Belt, Clutch	FPM, EPDM, STHT
1051	*12*	*45*	*1800*	*125*	*14.8*	*11*	*1150*	*Belt, Clutch*	*FPM, EPDM, STHT, IPFE, ST4 PTFE*
3811	14	53	3000	210	28.8	21.5	800	Belt	FPM, EPDM, IPFE
3811K	14	53	3000	210	28.8	21.5	800	Belt	FPM, EPDM, IPFE
6811	15	57	5000	345	51.5	38.4	600	Belt	FPM, EPDM, IPFE
6811K	15	57	5000	345	51.5	38.4	600	Belt	FPM, EPDM, IPFE
6801	15	57	7000	485	51.5	38.4	600	Belt	FPM, EPDM
6801K	15	57	7000	485	51.5	38.4	600	Belt	FPM, EPDM
1531	15.6	59	1500	105	16	11.9	1450	Belt, Clutch	FPM, EPDM, IPFE
1541	18	68	1200	85	14.7	11	1100	Belt, Clutch	ST4
2511	20	76	1500	105	20.6	15.4	1450	Belt	FPM, STHT, IPFE
2531	*21*	*79*	*1200*	*85*	*17.3*	*12.9*	*860*	*Belt*	*FPM, EPDM, IPFE, ST4*
2831	21	79	1200	85	17.3	12.9	860	Belt	FPM, EPDM
2831K	21	79	1200	85	17.3	12.9	860	Belt	FPM, EPDM

En este caso se seleccionará la bomba 3801K, la cual ofrece el caudal más bajo disponible de 34 L/min y la bomba 2531 que posee un caudal muy alto para llenar el recipiente de extracción de 170 litros de capacidad, el cual se llenaría en un corto tiempo, lo que resultaría en una frecuencia más alta de encendido y apagado del motor de la bomba, lo que ocasionará que el motor reduzca su tiempo de vida. Se solucionará este inconveniente reduciendo la velocidad de rotación de la bomba, la cual es el parámetro que afecta directamente al caudal en las bombas reciprocante sin afectar su capacidad de compresión.

Se calculará la eficiencia volumétrica de la bomba, partiendo del dato que los cilindros de la bomba tríplex tienen un diámetro de 0.020 m y una carrera de 0.048 m [CAT PUMPS, 2009]. Con estos datos se puede calcular el desplazamiento.

$$D_c = 3\,\frac{\pi . B^2}{4} S \frac{N}{60} \rightarrow D_c = 37.26\ L/min$$

Dónde:

- D_c : $Desplazamiento\ (\frac{m^3}{s})$
- B: Diámetro del embolo (m)
- S: Carrera del embolo (m)
- N: Revoluciones del cigüeñal (rpm)

Se procede a calcular la eficiencia volumétrica (η_V)

$$\eta_V = \frac{V_{bomba}}{D_c} = \frac{34}{37.26} = 0.9125$$

Dónde:

V_{bomba}: $Capacidad\ de\ la\ bomba\ (\frac{L}{\min})$

Se procederá a calcular el desplazamiento requerido para que la bomba trabaje con un caudal de 34 L/min.

$$D_C' = \frac{34}{0.9125} = 37.26\frac{L}{min} = 6.8x10^{-4}\ m^3/s$$

Ahora se procederá a calcular la velocidad requerida del cigüeñal para obtener el desplazamiento requerido.

$$N_{bomba}' = \frac{240\ D_C'}{3\pi B^2 S} = 901.2\ rpm$$

Se calculara la potencia requerida para accionar la bomba reciprocante, para esto se tendrá en cuenta que la presión que alcanza una bomba reciprocantes independiente del caudal con el que trabaja, por lo tanto, se calculara la potencia requerida para la condición más crítica, que es cuando el cigüeñal de la bomba trabaja con su máxima velocidad, es decir cuando la bomba trabaja con su máximo caudal.

$$P_o = \frac{v_{\ max}.\Delta P.13.5}{1715} = \frac{9.(220-57).13.5}{1715} = 12.5\ HP$$

Dónde:

P_o: $Potencia\ requerida\ (HP)$

ΔP: $Presion\ diferencial\ (bar)$

v_{max}: $Capacidad\ maxima\ (\frac{gal}{\min})$

Diseño del tanque pulmón

Se sabe que la bomba no puede funcionar en ningún momento en vacío porque corre el peligro de cavitar, para evitar este inconveniente el tanque pulmón o de almacenamiento de CO_2 que estará al comienzo del proceso tendrá una capacidad de 50% más de lo que se requiere bombear por minuto, para de esta manera asegurar que bajo cualquier condición nunca funcionara en vacío. A continuación se calcula la capacidad que deberá tener el tanque pulmón bajo las condiciones mencionadas.

$$V_{pulmón} = \frac{1.5\ V'_{bomba}\rho_1}{\rho_2}$$

Espesor mínimo

Se sabe que el tanque pulmón recibirá el CO_2 líquido del cilindro que se utilice como suministro a las condiciones de 20°C y 57 bar, lo cual significa que el tanque pulmón será un recipiente a presión, el cual se fabricará bajo la norma ASME sección VIII división 1. Esta norma, como ya se vio entre sus limitaciones está que se debe evitar que sus dimensiones mínimas internas sean menores a 150 mm, por este motivo se tomará esta medida como la medida del diámetro interno del tanque pulmón, para poder calcular la altura necesaria.

$$V_{pulmon} = \frac{\pi D_{pulmon}^2}{4} H_{pulmon} \rightarrow\ H_{pulmon} = 0.396\ m\ \approx 0.4\ m$$

Con estos datos calculados se puede hallar el espesor mínimo que se requiere para el cuerpo del depósito el cual será cilíndrico y se calculará de acuerdo a la división 1 del ASME sección VIII. Por un tema de seguridad, la presión de diseño será 10% mayor a la presión de trabajo (57 bares), es decir la presión de diseño será de 63 bar.

$$t_{min} = \frac{D_{pulmon}}{2} x \frac{P_{diseño}}{\sigma_{adm}E - 0.6P_{diseño}} = 4.16\ mm\ \approx 4.76\ mm\ (3/16")$$

Dónde:

- t_{min}: $Espesor\ minimo\ de\ plancha\ (mm)$
- $P_{diseño}$: $Presion\ de\ diseño\ (MPa)$
- σ_{adm}: $Esfuerzo\ admisible\ \left(\frac{N}{mm^2}\right) = 138\ N/mm^2$
- E: Eficiencia de junta soldada a tope inspeccionada por zonas. (E=0.85)

La cabeza del tanque pulmón será del tipo elipsoidal con relación entre eje mayor y menor de 2:1, es decir la altura de la cabeza es de:

$$2h_{cabeza} = \frac{D_{pulmon}}{2} \rightarrow h_{cabeza} = 37.5\ mm$$

Diseño del Extractor por Fluidos Supercríticos

El recipiente de extracción deberá estar diseñado para soportar las condiciones óptimas de extracción para el aceite (P_{extrac} = 285 bar, T_{extrac} = 75 °C), las cuales a la vez son las condiciones más severas de todo el proceso. El material escogido para su diseño es el acero inoxidable AISI 316, el cual para poder diseñarse según el código ASME sección VIII división 2, se deberá asegurar que el acero inoxidable cumpla con las especificaciones dadas por la norma ASTM A240. A continuación en la siguiente tabla se indican las propiedades mecánicas del AISI 316 según ASTM A240.

Tabla 23. *Propiedades mecánicas del acero inoxidable AISI 316 según ASTM A240 [ASTM, 2011].*

UNS Designation	Type[A]	Tensile Strength, min		Yield Strength,[B] min		Elongation in 2 in. or 50 mm, min, %	Hardness, max[C]		Cold Bend[D,E]
		ksi	MPa	ksi	MPa		Brinell HBW	Rockwell B	
S30600	...	78	540	35	240	40	...	...	...
S30601	...	78	540	37	255	30	...	...	not required
S30615	...	90	620	40	275	35	217	95	not required
S30815	...	87	600	45	310	40	217	95	...
S30908	309S	75	515	30	205	40	217	95	not required
S30909	309H[F]	75	515	30	205	40	217	95	not required
S30940	309Cb[F]	75	515	30	205	40	217	95	not required
S30941	309HCb[F]	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31008	310S	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31009	310H[F]	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31040	310Cb[F]	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31041	310HCb[F]	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31050	310 MoLN[F]								
	t ≤ 0.25 in.	84	580	39	270	25	217	95	not required
	t > 0.25 in.	78	540	37	255	25	217	95	not required
S31060	...	87	600	41	280	40	217	95	not required
S31254									
Sheet and Strip		100	690	45	310	35	223	96	not required
Plate		95	655	45	310	35	223	96	not required
S31266	...	109	750	61	420	35	...	...	not required
S31277	...	112	770	52	360	40	...	...	not required
S31600	316	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31603	316L	70	485	25	170	40	217	95	not required

Las propiedades mecánicas para el AISI 316 de acuerdo a la tabla son:

σU = 515 MPa, resistencia a la tracción

σF = 205 MPa. Limite elástico

u (Mpa) 515

f (Mpa) 205

***Tabla 24**. Efecto del cambio de fuerza de tensión del acero*

		SA-210C				SA-213 T91				SA-213 TP347H			
Temp., °F	Temp.,°C*	Old (ksi)	New (ksi)	Old (MPa)*	New (MPa)*	Old (ksi)	New (ksi)	Old (MPa)*	New (MPa)*	Old (ksi)	New (ksi)	Old (MPa)*	New (MPa)*
-20 to 100	-28.9 to 37.8	17.5	20.0	120.7	137.9	21.3	24.3	146.9	167.5	18.8	20.0	129.6	137.9
200	93.3	17.5	20.0	120.7	137.9	21.3	24.3	146.9	167.5	17.9	20.0	123.4	137.9
300	148.9	17.5	20.0	120.7	137.9	21.2	24.3	146.2	167.5	16.4	18.8	113.1	129.6
400	204.4	17.5	20.0	120.7	137.9	21.2	24.2	146.2	166.9	15.5	17.8	106.9	122.7
500	260.0	17.5	20.0	120.7	137.9	21.1	24.1	145.5	166.2	15.0	17.1	103.4	117.9
600	315.6	17.5	20.0	120.7	137.9	20.8	23.7	143.4	163.4	14.9	16.9	102.7	116.5
650	343.3	17.5	19.8	120.7	136.5	20.5	23.4	141.3	161.3	14.8	16.8	102.0	115.8
700	371.1	16.6	18.3	114.5	126.2	20.0	22.9	137.9	157.9	14.7	16.8	101.4	115.8
750	398.9	14.8	*14.8*	102.0	*102.0*	19.4	22.2	133.8	153.1	14.7	16.8	101.4	115.8
800	426.7	12.0	*12.0*	82.7	*82.7*	18.7	21.3	128.9	146.9	14.7	16.8	101.4	115.8
850	454.4	9.3	*9.3*	64.1	*64.1*	17.8	20.3	122.7	140.0	14.7	16.8	101.4	115.8
900	482.2	6.7	*6.7*	46.2	*46.2*	16.7	19.1	115.1	131.7	14.7	16.7	101.4	115.1
950	510.0	—	—	—	—	15.5	17.6	106.9	122.7	14.6	16.6	100.7	114.5
1000	537.8	—	—	—	—	14.3	16.3	98.6	112.4	14.4	16.4	99.3	113.1
1050	565.6	—	—	—	—	12.9	*14.0*	88.9	*96.5*	14.1	16.2	97.2	111.7
1100	593.3	—	—	—	—	10.3	*10.3*	71.0	*71.0*	13.5	*14.1*	93.1	*97.2*

Material: Acero AISI 316

Esfuerzo admisible del AISI 316 a una temperatura de 75°C según codigo ASME

adm

(Mpa) = 138

El recipiente de extracción, por un tema de seguridad, tendrá una presión de diseño 10% a la presión de extracción:

$$P_{diseño} = 1.1\ P_{extrac}$$

= 1.1*285 bar/10

Presión de diseño (Mpa) = 31.35

Espesor mínimo requerido para el cuerpo cilíndrico (t_{min})

El espesor del cuerpo cilíndrico tendrá como esfuerzo más solicitante la presión interna, el resto de esfuerzos (reacciones en las bridas, peso de la cabeza, presión hidrostática, etc.), se pueden despreciar debido a que tienen valores muchos menores que la presión interna. De acuerdo al código ASME VIII división 2, el espesor mínimo para el cuerpo cilíndrico viene dado por la siguiente ecuación:

$$t_{min} = \frac{D_{extrac}}{2}\left(e^{\frac{P_{diseño}}{\sigma_{adm}\,E}} - 1\right)$$

Tabla 25. *Resultados de espesor*

Espesor mínimo (t)	
E (eficiencia)=	0.85
D_{extrac} (mm) =	190
t_{min} (mm) =	36.9

Dónde:

E = Es la eficiencia de junta soldada a tope inspeccionada por zonas. Se va a considerar un valor de 0,85.

Espesor mínimo requerido para las cabezas elipsoidales

En los extremos del recipiente se colocarán cabezas elipsoidales con una relación de 2:1 entre el eje mayor y el eje menor. En la figura 3.4 se puede apreciar como es la cabeza elipsoidal. La dimensión D es el diámetro interno del recipiente de extracción. La altura de la cabeza elipsoidal se puede hallar de la relación entre el eje mayor y menor del elipsoide.

$$k = \frac{D_{extrac}}{2h_{cabeza}} = 2$$

Calculo de la altura de la cabeza elipsoidal

h_{cabeza}(mm)= 47.5

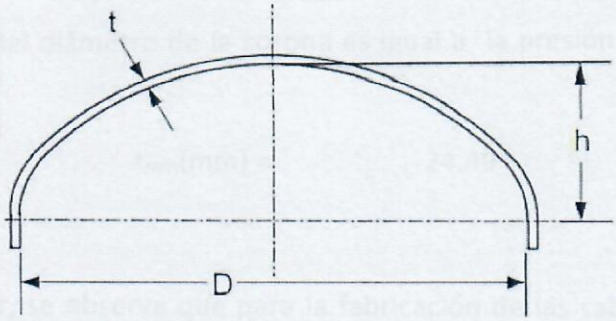


Figura 20. *Cabeza elipsoidal para recipientes a presión..*

El espesor mínimo requerido por la cabeza elipsoidal según el código ASME sección VIII división 2 nos indica que lo podemos aproximar a una cabeza torisférica, la cual se puede apreciar en la figura 3.5.

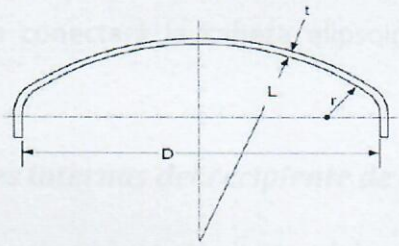


Figura 21. *Cabeza torisférica para recipientes a presión*

Se realizará esta aproximación asegurando que la relación entre ejes este en el siguiente rango:

$$1{,}7 \leq k \leq 2{,}2$$

En este caso k = 2 está dentro del rango, por lo que se aproxima a una cabeza elipsoidal. Se calcula el radio de la corona de la cabeza torisférica equivalente:

$$L_{corona} = D_{extrac}(0.44k + 0.02)$$

El siguiente término sirve para calcular la máxima presión admisible para evitar ruptura de la corona.

Radio de la corona de la cabeza toriesferica equivalente

L (mm) = 171

$$P_{ac} = \frac{2\sigma_{adm}E}{\frac{L_{corona}}{t_{min}} + 0.5}$$

Presión admisible del diámetro de la corona es igual a la presión admisible calculada anteriormente

t_{min}(mm) = 24.49

Del cálculo anterior, se observa que para la fabricación de las cabezas elipsoidales se requiere placa AISI 316 de un espesor mínimo 1" (25.4 mm), sin embargo, como ya se vio para la fabricación del cuerpo cilíndrico se requiere un espesor mínimo de plancha AISI 316 de 1-1/4"

En el recipiente de extracción se debe realizar la carga de quinua de manera manual al inicio del proceso, para tener acceso a la parte interna del recipiente de extracción y poder cargar la quinua, se conectará la cabeza elipsoidal con el cuerpo cilíndrico mediante bridas.

Cálculo de las dimensiones internas del recipiente de extracción

De acuerdo a los alcances de este trabajo el volumen del recipiente de extracción tendrá una capacidad de 346 litros, en base a este dato se calcularán las medidas internas que deberá tener el tanque:

$$V_{extrac} = \frac{D_{extrac}^2\pi}{4}H_{extrac}$$

Antes de calcular las dimensiones internas del recipiente se deberá recordar el comportamiento de un recipiente de pared delgada que tiene como única carga la presión interna, el cual está sometido a 2 tipos de esfuerzos principales:

Esfuerzo circunferencial:

$$\sigma_c = \frac{PR}{t}$$

Esfuerzo longitudinal:

$$\sigma_l = \frac{PR}{2t}$$

Como se puede observar el esfuerzo más solicitado es el circunferencial, este es el esfuerzo que se debe comparar con el esfuerzo admisible. Este esfuerzo es directamente proporcional al radio interno del recipiente, pero como el esfuerzo circunferencial debe compararse al esfuerzo admisible del material del que está hecho el recipiente que es una cantidad constante, entonces quiere decir que el espesor del recipiente debe ser directamente proporcional al radio interno.

$$V_{recipiente} = V_{CO_2} + V_{quinua}$$

$$V_{recipiente} = \frac{m_{CO_2}}{\rho_{CO_2}} + \frac{m_{quinua}}{\rho_{quinua}}$$

Tabla 26. *Cálculos de volumen requerido*

Volumen requerido:	
m_{quinua}	312.86
d(g/cm3)	1.19
Vco2	83.64
Vquinua (L)	262.90
Vtotal	346.54
dCO2(Kg/L)=	0.964

Diseño Intercambiador de Calor

Para el caso de este primer intercambiador de calor el cual disminuirá la temperatura de CO_2 para asegurar que al ingresar al compresor este se encuentre en estado líquido para evitar cavitación en la misma.

El caudal bombeado es 34L/min

$$V_{CO_2} = 34\ L/\min = 2.04\ m^3/h$$

Con esto hallamos el flujo másico (ρ=850kg/m³)

$$m_{CO_2} = V_{CO_2}\rho_2 = 0.482\ kg/s$$

Se calcula el flujo de calor que cederá el fluido para disminuir su temperatura de 20°C a 15°C.

$$Q = m(h_2 - h_1) = 16.87\ kW$$

El tipo de intercambiador de calor que se va a utilizar es el intercambiador de calor de placas soldadas. El modelo escogido de este tipo de intercambiador de calor es el AXP14 de la marca Alfa Laval. Para evaluar cómo se comporta el fluido dentro del intercambiador de calor se deberá calcular el diámetro equivalente:

$$D_e = \frac{4A}{P} = \frac{4L_1L_2}{2(L_1 + L_2)}$$

Dónde:

- L_1: $Ancho\ de\ las\ placas\ de\ intercambiador\ de\ placas\ (mm) = 0.85\ mm$
- L_2: $Espacio\ entre\ placas\ del\ intercambiador\ de\ placas\ (mm) = 76\ mm$

Entonces:

$$D_e = 1.7\ mm$$

Coeficiente de Convección del CO_2

Se calculara el área por el que fluye el CO_2 dentro del intercambiador de calor.

$$A = L_1L_2 = 6.46x10^{-5}\ m^2$$

Se calcula la cantidad de masa por área:

$$G = \frac{m}{A} = 7461.30\ kg/m^2.s$$

La temperatura promedio:

$$T_B = \frac{T_1 + T_2}{2} = 17.5\ ºC$$

Dónde:

- T_1: Temperatura de Ingreso
- T_2: Temperatura de salida

Con esta temperatura se calcula las propiedades básicas de CO_2 en estado líquido a 17.5ºC

Viscosidad (μ_B) = 7.136x10^{-5} N-s/m^2

Calor especifico ($C_{p.}$) = $\frac{h_1 - h_2}{t_1 - t_2}$ = 7.5 kJ/kg ºC

Conductividad Térmica (Grafico a 17.5ºC y 57 bar) = 3x10^{-5} kW/mºC

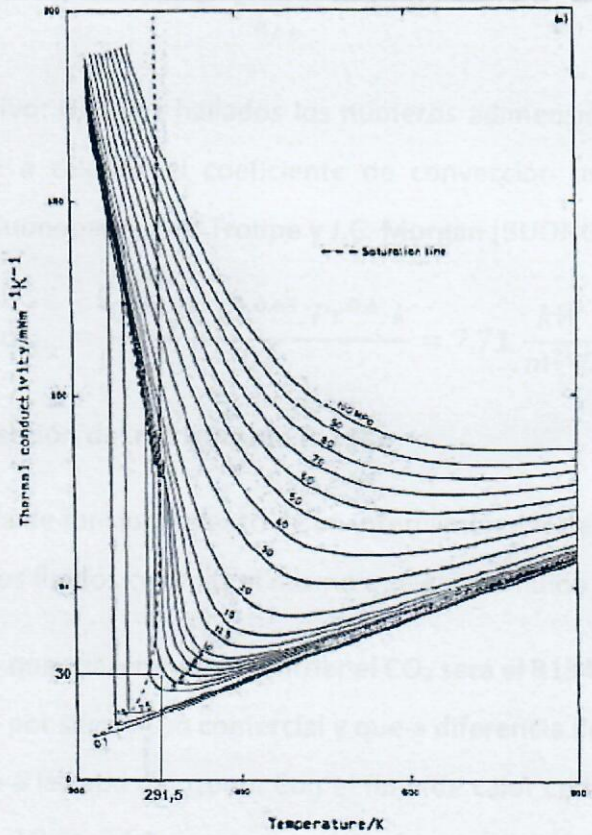


***Figura 22**. Conductividad térmica vs Temperatura con líneas isobáricas CO2*

Número de Reynolds: Se hallará el número de Reynolds definiendo primero la cantidad de canales por los que pasarán ambos fluidos a contracorriente. Se asumirá que el intercambiador de placas cuenta con 20 placas. El número de canales que se tienen será el número de placas más uno, es decir se tendrá 21 canales. Como el número de canales es impar, se asumirá que el CO_2 circulará por 11 canales.

$$Re = \frac{(\frac{G}{11})D_e}{\mu_B} = 16159.05$$

En un intercambiador de calor de placas se puede considerar que un número de Reynolds a partir de 400, el fluido se comportar de manera turbulenta.

Número de Prandtl: Con las propiedades del CO_2 halladas anteriormente podemos calcular el número de Prandtl:

$$\mathrm{Pr} = \frac{\mu_B C_{p\,B}}{k_{f\,b}} = 17.84$$

Coeficiente convectivo: Una vez hallados los números adimensionales de Reynolds y Prandtl, se procede a calcular el coeficiente de convección usando la correlación propuesta por R.A. Buonopane, R.A. Troupe y J.C. Morgan [BUONOPANE, 1963]:

$$\alpha_{CO_2} = \frac{0.2536.Re^{0.65}.Pr^{0.4}.k}{De} = 7.71\ \frac{kW}{m^2 ºC}$$

Coeficiente de convección del refrigerante R-134a

De acuerdo a la teoría de funcionamiento de un intercambiador de calor entre 2 fluidos, el calor que uno de los fluidos cede, es el mismo que el otro fluido absorbe.

En este caso el fluido que usaremos para enfriar el CO_2 será el R134a (tetrafluoroetano), el cual se caracteriza por ser de uso comercial y que a diferencia de otros refrigerantes, no es tóxico o afecta a la capa de ozono. Con el flujo de calor cedido por el dióxido de carbono se calculará el flujo másico necesario del refrigerante R134a para que el dióxido de carbono reduzca su temperatura de 20 °C a 15 °C, por esto se tomarán las siguientes consideraciones:

- La transferencia de calor se da solo entre el CO_2 y el R-134a y este intercambiador de calor funcionará como un evaporador para el refrigerante.

- El R-134a entra como vapor húmedo, sufre una ebullición completa producto del calor absorbido y sale como vapor saturado.

- Se asumirá que el R134a en el evaporador se mantiene a 10 °C.

Con estas suposiciones se puede calcular el proceso de refrigeración del R-134a como se muestra en el diagrama P-h de la figura siguiente. Además, en la tabla siguiente se pueden apreciar las propiedades de cada uno de los estados termodinámicos del proceso de refrigeración del R-134a.

Tabla 27. *Estados termodinámicos del proceso de refrigeración del R-134ª para una temperatura de evaporación de 10°C.*

Estados	T (ºC)	P (bar)	h (kJ/kg)	X
1	10	4	405	Vapor Saturado
2	75	21	440	Vapor Sobrecalentado
3	70	21	305	Liquido Saturado
4	10	4	305	45%

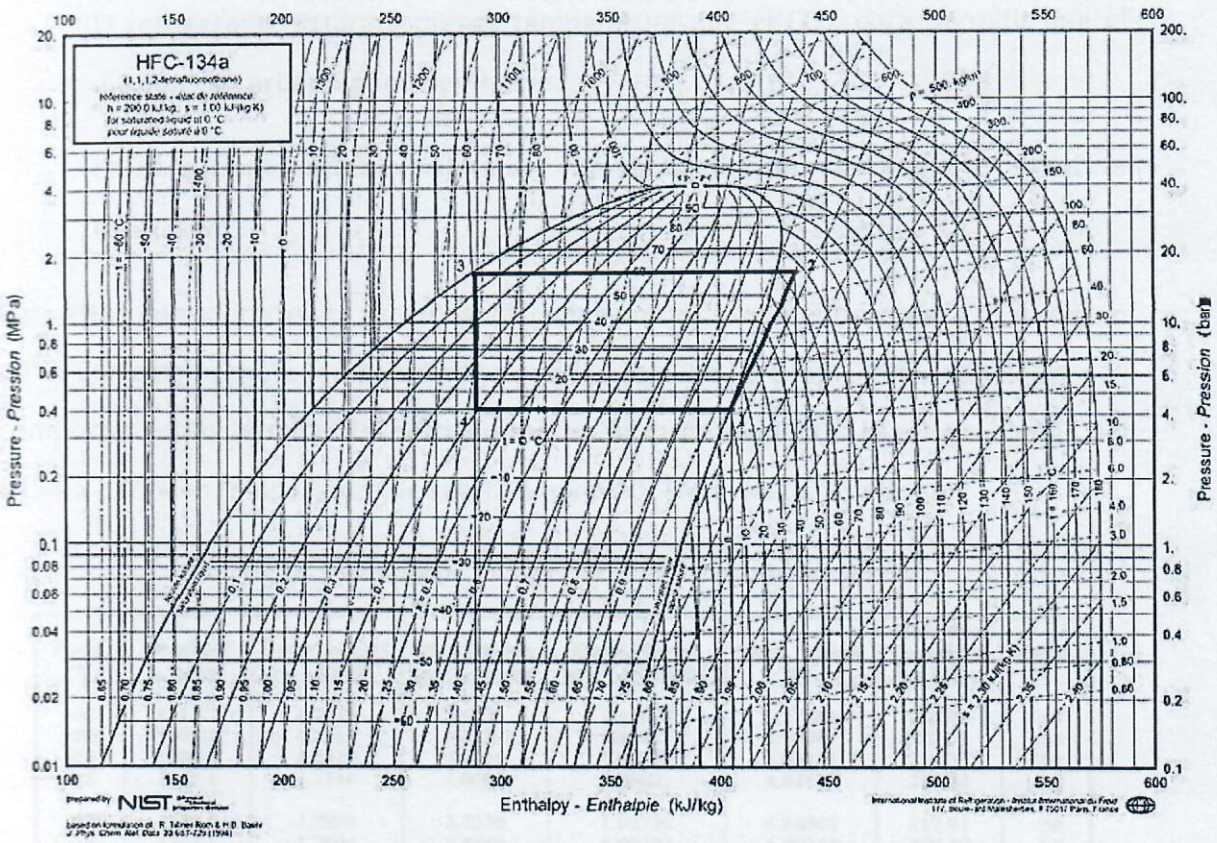


Figura 23. *Proceso de refrigeración para el R-134a para una temperatura de evaporación de 10°C.*

Una vez definidas las propiedades termodinámicas del ciclo cerrado de refrigeración del CO_2 utilizando refrigerante R-134a, se procede a calcular el flujo másico necesario.

$$Q = m_{R-134a}.(1-x)h_{fg} = 0.161\ kg/s$$

Entonces:

$$G = 2492.26\ kg/m^2.s$$

Propiedades del Refrigerante: Se hallarán las propiedades del R-134a a la temperatura a la que ocurrirá el proceso de transferencia de calor, teniendo las siguientes consideraciones:

- El refrigerante se evaporará completamente, pasando de una calidad de x = 0,275 a una calidad x = 1, como consecuencia de la transferencia de calor entre el refrigerante y el dióxido de carbono.

- El refrigerante estará a menor temperatura que el CO_2, para permitir que el dióxido de carbono pueda enfriarse.
- El refrigerante entrará y saldrá del intercambiador de calor a una temperatura constante.

Con estas consideraciones se escogerá como primera temperatura para la iteración 10°C. Con esta primera temperatura se pueden calcular las propiedades que definen el comportamiento térmico del refrigerante en la tabla siguiente. Las propiedades del R134-a para una temperatura de saturación de 10 °C en estado líquido son:

Tabla 28. *Propiedades de transporte del R-134a como líquido saturado*

Temp. °C	Densidad ρ, kg/m^3	Calor específ. c_p, kJ/kg°C	Visc. Dinám. μx10^4, N-s/m^2	Cond. Térm. kx10^4, kW/m°C	Núm. Prandtl Pr	Entalpía Vaporizac. h_{fg}, kJ/kg	Temp. °C
-40	1417.7	1.2435	5.0226	1.11979	5.57748	225.86	-40
-35	1403.1	1.2518	4.6422	1.09625	5.30089	222.73	-35
-30	1388.4	1.2610	4.3058	1.07340	5.05833	219.53	-30
-25	1373.4	1.2714	4.0048	1.05021	4.84827	216.26	-25
-20	1358.3	1.2824	3.7336	1.02736	4.66046	212.91	-20
-15	1342.8	1.2941	3.4848	1.00383	4.49247	209.49	-15
-10	1327.1	1.3073	3.2649	0.98063	4.35251	205.96	-10
-5	1311.1	1.3209	3.0607	0.95744	4.22259	202.34	-5
0	1294.8	1.3356	2.8746	0.93494	4.10648	198.60	0
5	1278.1	1.3512	2.7018	0.91140	4.00557	194.74	5
10	1261.0	1.3678	2.5423	0.88787	3.91652	190.74	10
15	1243.4	1.3855	2.3968	0.86606	3.83434	186.59	15
20	1225.3	1.4048	2.2579	0.84252	3.76477	182.28	20
25	1206.7	1.4254	2.1297	0.81898	3.70665	177.78	25
30	1187.5	1.4484	2.0082	0.79683	3.65031	173.10	30
35	1167.5	1.4733	1.8933	0.77364	3.60555	168.18	35
40	1146.7	1.5015	1.7817	0.75010	3.56649	163.02	40
45	1125.1	1.5332	1.6767	0.72725	3.53485	157.58	45
50	1102.3	1.5697	1.5783	0.70476	3.51532	151.82	50
55	1078.3	1.6127	1.4816	0.68122	3.50750	145.68	55
60	1052.9	1.6638	1.3848	0.65768	3.50327	139.13	60

Número de Reynolds: Una vez halladas las propiedades del R134a y el número de Prandtl para las condiciones deseadas, solo bastaría con calcular el número de Reynolds para poder predecir el coeficiente convectivo que tendrá el refrigerante dentro del intercambiador de calor. Se calculará del número de Reynolds del mismo modo que del CO_2 y asumiendo el refrigerante pasará por los 10 canales restantes.

$$Re_{R-134a} = 1480.06\ (regimen\ laminar)$$

Coeficiente de convección: Una vez calculado los números adimensionales de Reynolds y Prandtl, se puede proceder a predecir el coeficiente convectivo que tendrá el refrigerante. Para esto se utilizará la correlación de Bo Pierre [BO PIERRE, 1957], la cual ha sido desarrollada para describir el comportamiento durante la evaporación de refrigerantes del tipo Fluorocarbonos, como el R-134a.

$$Nu = C1\ (Re^2 \left(\frac{\Delta x\ h_{fg}}{9.80665\ L_R}\right))^n$$

Los coeficientes C_1 y n para un vapor saturado serán:

$$C_1 = 0.0082 \text{ y } n = 0.4$$

Lo que nos faltaría hallar seria la longitud de recorrido del refrigerante. Según las dimensiones mostradas anteriormente, se calculara la longitud de recorrido:

$$L_R = (8 + 1.15n) \times 10^{-3}$$

En este caso se asumió que el número de placas es 20 por lo que la longitud del intercambiador de placas para este caso será:

$$L_R = 0.031 \text{ m}$$

Entonces:

$$Nu = 168.24$$

Con el número adimensional Nusselt hallado, se puede calcular el coeficiente de convección del refrigerante R-134a:

$$\alpha_{R-134a} = 4.133 \frac{kW}{m^2.\text{º}C}$$

Cálculos de parámetros finales del intercambiador

Se evaluará la influencia que tendrán los fluidos (CO_2 y R-134a) en la transferencia de calor dentro del intercambiador de calor, calculando el coeficiente global de transferencia de calor con los datos ya obtenidos:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{CO_2}} + \frac{\Delta x}{k} + \frac{1}{\alpha_{R-134a}} + Rs_{CO_2} + Rs_{R-134a}}$$

De la ecuación anterior, se procederá a despreciar la transferencia de calor por conducción debido a que el espesor de las placas es pequeño y la conductividad del acero es alta. Además, se despreciará el efecto de la resistencia al calor por efecto del ensuciamiento debido a que el grado de ensuciamiento disminuye considerablemente en un intercambiador de placas, esto debido a la ausencia de zonas con estancamiento del flujo, a la textura lisa de las placas y a que el material de construcción del intercambiador de calor es resistente a la corrosión.

$$U \approx \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{CO_2}} + \frac{1}{\alpha_{R-134a}}}$$

$$= 1.924 \text{ kW/m}^2\text{°C}$$

Se procederá a calcular el DMLT teniendo en consideración que el dióxido de carbono y el refrigerante recorren el intercambiador de calor a contracorriente uno con respeto al otro. Se tienen las siguientes temperaturas de entrada y salida para ambos fluidos:

$$T_{CO_{2_1}} = 20°C \qquad T_{CO_{2_2}} = 15°C$$

$$T_{R-134a_1} = 10°C \quad T_{R-134a_2} = 10°C$$

Con estas temperaturas se procede a calcular el DMLT

$$DMLT = \frac{\left(T_{CO_{2_1}} - T_{R-134a_2}\right) - \left(T_{CO_{2_2}} - T_{R-134a_1}\right)}{\ln\left(\frac{T_{CO_{2_1}} - T_{R-134a_2}}{T_{CO_{2_2}} - T_{R-134a_1}}\right)}$$

$$= 7.21°C$$

Además, después de evaluar el DMLT, se debe proceder a hallar el factor de corrección de DMLT. Sin embargo, debido a que el refrigerante R-134a sufre un cambio de fase, entonces el factor de corrección será igual a una unidad. Ahora para verificar que la temperatura asumida inicialmente para el refrigerante es la requerida, se deberá verificar que el área requerida sea aproximadamente igual al área de transmisión del intercambiador de calor. Se procede a verificar:

$$A = \frac{Q}{U\ F\ DMLT}:$$

$$= 0.32\ m^2$$

Ahora se obtiene el área por placa y con esta información se puede calcular el número de placas requeridas.

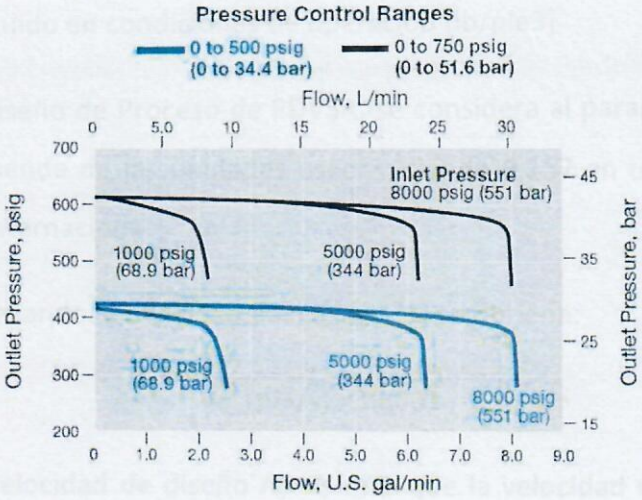
$$\#placas = \frac{A}{A_P} = \frac{A}{H\ B}$$

$$= 22.16 = 23 \text{ placas}$$

Selección de los reguladores de presión

De acuerdo a lo visto en el capítulo anterior, se sabe que se debe reducir la presión isoentálpicamente desde 285 bar a presiones lo más baja posible para poder pasar al proceso de separación del aceite de quinua del CO_2, para esto se utilizará un regulador de presión, el cual hará que el CO_2 se expanda isoentálpicamente mediante un proceso de estrangulación. Los parámetros que se necesitan para la selección de un regulador de presión son: la presión de entrada, la presión de salida y el caudal, de los cuales sólo el caudal es desconocido. La marca SWAGELOK, suministra reguladores de presión para líquidos y gases para rangos de hasta máximo10 000psi (690 bar) para presión de entrada con su modelo KHR. La ventaja de estos reguladores es que al funcionar tanto para gases como para líquidos, no va a tener problema para trabajar con las

viscosidades tan bajas que tiene el CO_2 supercrítico, a pesar que su densidad sea parecida a la de un líquido.



Caudal requerido en reguladores SWAGELOK KHR según requerimientos de presión

Diseño de separador vertical bifásico

Calculo para el diseño de separadores:

Separador V-100

Datos:

Flujo volumétrico liquido (lb/h) =22.68

Densidad del condensado (lb/ft^3) =64.32

Densidad del gas (lb/ft^3) = 0.1153

Flujo volumetrico del gas (ft3/s) =9.216

Calculo de la velocidad máxima permisible

Previamente se calculara la velocidad del gas:

$$V_G' = K \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Donde:

K: Factor de diseño para el cálculo de la velocidad del gas [adimensional].

V_G': Velocidad del gas máxima permisible en el recipiente [pie/s]

ρ_G: Densidad del gas en condiciones de operación [lb/pie3]

ρ_L: Densidad del líquido en condiciones de operación [lb/pie3]

En el Manual de Diseño de Proceso de PDVSA, se considera al parámetro K como una constante que depende de las unidades usadas, siendo 0.157 en unidades inglesas y 0.048 en sistema internacional

Reemplazando la densidad del gas en (1) se obtiene:

$$V_G' \text{ (pie/s)} = 3.8001$$

Calcularemos la velocidad de diseño no es más que la velocidad máxima permisible multiplicada por un factor de seguridad, que generalmente es 85%, de manera que

$$V_G = F_V \times V_G'$$

Donde:

F_V :Factor de seguridad para el cálculo de la velocidad del gas en el recipiente [adimensional].

V_G': Velocidad del gas máxima permisible en el recipiente [pie/s]

V_G: Velocidad del gas permisible en el recipiente [pie/s]

Obteniendo:

$$V_G \text{ (pie/s)} = 3.2301$$

Área de Flujo de Gas. El área de flujo de gas será calculada por la expresión

$$A_G' = \frac{Q_G}{V_G}$$

Donde:

A_G': Área de sección transversal mínima permisible para el flujo de gas [pie^2]

Q_G: Flujo volumétrico del gas en condiciones de operación [pie^3 /s]

V_G: Velocidad del gas permisible en el recipiente [pie/s].

Obtenemos:

$$A_G'(\text{pie}^2)=2.85$$

Al igual que en el caso anterior, existe un área de diseño, el cual no es más que el mínimo permisible multiplicado por un factor de seguridad que generalmente es 120%, de manera que se calcula con la siguiente ecuación

$$A_G = F_A \times A_G'$$

Donde:

A_G': Área de sección transversal mínima requerida para el flujo de gas [pie2]

A_G: Área de sección transversal requerida para el flujo de gas [pie2]

F_A: Factor de seguridad para el cálculo del área de la sección transversal del recipiente [adimensional].

Obtenemos:

$$A_G(\text{pie}^2)=3.41$$

Calculo del diámetro del recipiente:

$$D' = F_{20} \times \sqrt{\frac{4 \times A_G}{\pi}}$$

Donde:

A_G: Área de la sección transversal requerida para el flujo de gas [pie2]

D': Diámetro calculado del recipiente [pulg]

F_{20}: Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:12pulg/pie)

Obtenemos:

D' (pulg)=25

Volumen de retención máximo de retención de líquido (Vr)

$$V_{r1} = Q_L \times t_r$$

Donde:

Q_L: Flujo volumétrico del líquido en condiciones de operación [pie^3/s]

Tr: Tiempo de retención de operación [s] (55s)

V_{r1}: Volumen de retención de operación de líquido entre el NAL y el NBL [pie^3]

Obteniéndose:

V_{rl}(pie^3)=0.0054

El volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma (sea de alta o sea de baja), entre el NAAL y el NBBL, se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de respuesta supuesto, el cual es 5 min. (300 s), desde el NAL hasta el NAAL, y 5 min. más (300 s), desde el NBL hasta el NBBL, según la siguiente ecuación:

$$V_{r2} = Q_L \times 600$$

Donde:

V_{r2}: Volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma [pie3]

Obteniéndose:

Vr2 (pie^3)=0.0589

El volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL (Vr), se obtiene sumando los dos volúmenes anteriores, según la siguiente ecuación:

$$V_r = V_{r1} + V_{r2}$$

Obteniéndose:

$$Vr\ (pie^3)=0.0643$$

Dimensión de la boquilla de entrada:

Previamente se calculará la densidad de mezcla, el flujo volumétrico de la mezcla y las velocidades mínima y máxima

$$\rho_M = (1-\lambda)\times\rho_G + \lambda\times\rho_L$$

Donde:

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G}$$

QG: Flujo volumétrico del gas en condiciones de operación [pie^3 /s].

QL: Flujo volumétrico del líquido en condiciones de operación [pie^3 /s].

λ Fracción volumétrica de líquido alimentado al separador [adimensional]

ρ_G: Densidad del gas en condiciones de operación [lb/pie_3]

ρ_L: Densidad del líquido en condiciones de operación [lb/pie_3]

De donde calculamos la densidad de la mezcla:

$$\lambda=5.8508*10^{-5}$$

$$\rho_M=0.1134$$

$$W_M = W_L + W_G$$

$$Q_M = \frac{W_M}{\rho_M}$$

Donde:

Q_M:Flujo volumétrico de la mezcla en condiciones de operación [pie3 /s].

W_G: Flujo másico del gas en condiciones de operación [lb/s]

W_L: Flujo másico del líquido en condiciones de operación [lb/s].

W_M: Flujo másico de la mezcla en condiciones de operación [lb/s]

ρ_M:Densidad de la mezcla en condiciones de operación, promediada en volumen [lb/pie3]

$$Q_M(pie^3/s)=81.27$$

Calculo de las velocidades mínimas y máximas:

$$V_{SG\,mín} = \frac{45}{\sqrt{\rho_G}}\ [pie/s]$$

$$V_{SG\,máx} = \frac{60}{\sqrt{\rho_G}}\ [pie/s]$$

Calculando:

Vemax(pie/s)=178.2081

Vemin(pie/s)=133.6561

Ahora con los datos obtenidos calcularemos el diámetro mínimo y máximo:

$$d_{E\,mín} = F_{20} \times \sqrt{\frac{4 \times Q_M}{\pi \times V_{E\,máx}}}$$

$$d_{E\,máx} = F_{20} \times \sqrt{\frac{4 \times Q_M}{\pi \times V_{E\,mín}}}$$

Donde:

$d_E$máx: Diámetro máximo de la boquilla de entrada [pulg].

$d_E$mín: Diámetro mínimo de la boquilla de entrada [pulg].

F_{20}: Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:12pulg/pie).

Q_M: Flujo volumétrico de la mezcla en condiciones de operación [pie3 /s].

V_E máx: Velocidad superficial de la mezcla máxima en la boquilla de entrada [pie/s].

$V_E$mín: Velocidad superficial de la mezcla mínima en la boquilla de entrada [pie/s]

Reemplazando los datos obtenemos:

$$d_E máx=10.56$$

$$d_E mín=9.14$$

Luego se estandariza el valor del diámetro de la boquilla de entrada (dE) con uno que se encuentre entre los valores calculados como mínimo y máximo, o en caso de no existir ninguno, se toma el inmediato superior al mayor. (Ver Tabla N° 2. Diámetros comerciales para boquillas).

Obteniendo:

$$d_{stant} \text{ (pulg)}=10$$

Con el diámetro estandarizado calcularemos

$$V_E = \frac{4 \times Q_M}{\pi \times \left(\frac{d_E}{F_{20}}\right)^2}$$

$$\text{Ve (pie/s)}=140$$

Dimensiones de boquilla de salida:

De la misma forma que la boquilla de entrada calcularemos el diámetro máximo y mínimo con las análogas a la ecuación (13) pero con la densidad del líquido

$$d_{SG_{mín}} = F_{20} \times \sqrt{\frac{4 \times Q_G}{\pi \times V_{SG_{máx}}}}$$

$$d_{SG_{máx}} = F_{20} \times \sqrt{\frac{4 \times Q_G}{\pi \times V_{SG_{mín}}}}$$

dsgmax (pulg)=3.55

dsgmin (pulg)= 3.08

Para sacar el diámetro estándar vamos a la tabla 2 y elegimos un valor que este entre los valores de diámetro recientemente calculados.

d_{stant} (pulg)=4

$$V_{SG} = \frac{4 \times Q_G}{\pi \times \left(\frac{d_{SG}}{F_{20}}\right)^2}$$

$$V_{SL} = \frac{4 \times Q_L}{\pi \times \left(\frac{d_{SL}}{F_{20}}\right)^2}$$

Obteniendose:

Vsg= 105.6

Vsl= 0.0035

Calcular la altura entre la línea tangente superior y la boquilla de salida del gas

La altura entre la línea tangente superior y la boquilla de salida del gas, ha de ser, por lo menos la cuarta parte del diámetro que tendrá el recipiente.

h_0 (pulg)=6.5

Calcular la distancia entre el tope del extractor y la línea tangente superior

Según la normativa de PDVSA, para prevenir una mala distribución del flujo a través del extractor, la distancia mínima permisible entre la parte superior del mismo y la línea tangente superior, será el valor mayor entre 0.15 veces el diámetro del separador y 16pulg

$$h_1 = \left[\frac{D - d_{SG}}{2}\right] - h_0$$

Donde:

D: Diámetro estandarizado del recipiente [pulg].

dSG ... Diámetro de la boquilla de salida del gas [pulg].

h1=hMalla-tan... Distancia mínima permisible entre la parte superior del extractor y la línea tangente superior [pulg].

h_o: Distancia entre la línea tangente superior y la boquilla de salida del gas [pulg]

Obteniéndose:

h1 (pulg.) =4

Fijar la altura mínima permisible desde la boquilla de entrada hasta el fondo del extractor o la línea tangente superior (en el caso que el separador no tenga extractor) Cuando el diámetro del equipo sea mayor a 24 pulgadas (610 mm), la distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor ha de calcularse con la siguiente ecuación:

$$h_2' = D + \frac{d_E}{2}.$$

Obteniendo:

h'_2 (pulg) =30

Distancia mínima permisible entre la parte superior y línea tangente superior

$$h_3 = 12pu\,lg + \frac{d_E}{2}$$

Donde

d_E: Diámetro de la boquilla de entrada [pulg].

h3=hNAAL–boq... Distancia mínima permisible entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada [pulg]

obteniendo:

h3(pulg)=17

Calcular la altura de líquido entre el NAAL y el NBBL (h4*)

$$h_4 = (F_{20})^3 \times \frac{Vr}{\left(\frac{\pi}{4} \times D^2\right)}$$

donde:

D: Diámetro estandarizado del recipiente [pulg].

F20: Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 12 pulg/pie).

h4=hNBBL–NAAL: Distancia mínima permisible entre el NAAL y el NBBL [pulg].

Vr: Volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL [pie3]

Obteniéndose:

h_4(pulg)=0.23

Calcular la altura entre el NBBL (ó el NBL cuando aplique) y la boquilla inferior (h5).

Es un tercio de la longitud efectiva del separador.

h5 (pulg)=19.08

Calculo de la longitud efectiva:

Para el caso de separadores verticales sin extractor, se tiene que la altura mínima efectiva de operación del separador (Leff') se calcula con la siguiente ecuación:

$$L_{eff}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2'}{F_{25}}$$

Donde:

dE : Diámetro de la boquilla de entrada [pulg].

F25: Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:1)

Obteniéndose:

Leff (pulg)=85.85

Calculo de la longitud del equipo:

$$L = \frac{(F_{25} \times L_{eff}) + (2 \times h_0)}{F_{20}}$$

Donde:

F20: Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 12 pulg/pie).

F25: Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 1,).

Ho: Distancia entre la línea tangente superior y la boquilla de salida de gas [pulg]

L: Longitud del equipo [pie]

Leff... Longitud efectiva de operación del separador [pulg].

Obteniéndose:

L(ft)=8.24

***Tabla 29**. Diámetros comerciales para recipientes.Fuente: Ingeniería de Producción. Separadores de Gas Líquido*

	Diametro del recipiente										
Pulgadas	16	20	24	30	36	42	48	54	60	66	72
Pies			2	2.5	3	3.5	4	4.5	5	5.5	6

Tabla 30. Diámetros comerciales para boquillas. (Peso estimado de las boquillas) Fuente: Ingeniería de Producción. Separadores de Gas Líquido

150	10	30	45	65	100	140	185	240	320	345	410
300	15	30	55	95	130	170	245	325	440	565	670
400	20	40	70	100	150	205	295	370	490	580	705
500	20	40	75	120	180	270	330	485	675	825	1020

Análisis Económico

Ingresos:

Tabla 31. Ingresos Brutos

Producto	Costo Unitario $ por kg	Producción Anual (Kg)	Ingresos Anuales ($)
Saponina	80	16800	1,344,000 ?
Aceite de Quinua	41	19776	810,816 ?
Quinua en Grano	2	580920	1,161,840 ?
Total Ingresos			**3,316,656**

Fuente: Grano de quinua (Minagri), Aceite de quinua (Hipermercados TOTTUS), saponina (FAO)

Egresos:

Materia prima

Tabla 32. Costo Materia Prima

Producto	Costo Unitario (Kg)	Necesidad Anual	Costo Total
Quinua Trillada	1.2	840000	1,008,000

Fuente: Quinua Trillada (Minagri).

Insumos directos

Tabla 33. Costo Insumos Directos

Producto	Costo Unitario (Kg)	Necesidad Anual (kg)	Costo Total
Metanol	0.2	5000	1,000
Agua	0.008	5000	40
CO2	0.24	7740	2,000
Diesel			50,000
Total			51,240

Fuente: Quiminet, Sedapal, ICIS

Mano de obra directa:

Tabla 34. Costo Mano de Obra

Producto	Costo de Horas Hombre ($)	Necesidad Anual (horas-Hombre)	Costo Total ($)
Operarios (5)	2	9600	19,200
Total			19,200

Egresos directos totales

Tabla 35. Costo total de egresos directos

Concepto	Total ($)
Egresos Directos	1,078,440

Otros egresos:

Tabla 36. Otros Egresos

Concepto	Total Anual ($)
Gastos Administrativos (12 Trabajadores, promedio de sueldo mensual $600.00)	86,400
Gastos de Ventas	30,000
Consumo Energético	4800

Desaponificado de quinua

Equipos principales

Tabla 37. Costo de equipos de desaponificado

Equipo Principal	Precio Unitario (S/.)	Unidad	P. Total
Criba rotatoria	$ 5,900.00	1	$ 5,900.00
Escarificadora	$ 5,900.00	1	$ 5,900.00
Cepilladora	$ 5,500.00	1	$ 5,500.00
TOTAL			$ 17,300.00

Extracción de saponina de quinua

Equipos principales

Tabla 38. Costo de equipos de extracción de saponina de quinua

Equipo Principal	Precio Unitario (S/.)	Unidad	P. Total
Macerador	$ 31,000.00	2	$ 62,000.00
Bombas	$ 2,500.00	3	$ 7,500.00
Compresor	$ 5,000.00	1	$ 5,000.00
Tamizador	$ 25,000.00	1	$ 25,000.00
Deshumidificador	$ 60,000.00	1	$ 60,000.00
Tanques de almacenamiento Solventes	$ 30,000.00	1	$ 30,000.00
Tanques de almacenamiento de Saponina	$ 30,000.00	1	$ 30,000.00
Válvulas			$ 3,000.00
TOTAL			**$ 222,500.00**

Extracción de aceite

Equipos principales

Tabla 39. Costo de equipos de extracción de aceite de quinua

Equipo Principal	Precio Unitario (S/.)	Unidad	P. Total
Tanque Pulmón	$ 742.50	1	$ 742.50
Intercambiador de Placas	$ 3,600.00	3	$ 10,800.00
Celda de Extracción	$ 2,000,000.00	1	$ 2,000,000.00
Separador	$ 428.56	1	$ 428.56
Bomba reciprocante	$ 42,527.00	2	$ 85,054.00
Tanque almacenamiento Aceite	$ 30,000.00	1	$ 30,000.00
Tanque de almacenamiento CO2 residual	$ 25,000.00	1	$ 25,000.00
Válvulas			$ 3,051.00
TOTAL			**$ 2,155,076.06**

Equipos secundarios

Tabla 40. Costo de equipos de secundario de la planta de quinua

Equipo Principal	Precio Unitario (S/.)	Unidad	P. Total
Ablandador por osmosis inversa 3 memb 750L/h	$ 15,000.00	1	$ 15,000.00
Tanque de almacenamiento de 5000L	$ 930.00	1	$ 930.00
Bomba	$ 2,500.00	1	$ 2,500.00
Caldero	$ 6,960.00	1	$ 6,960.00
TOTAL			**$ 18,430.00**

Costo total de inversion

Tabla 41. Costo total de equipos

OPERACIÓN	COSTO
Desaponificación	$ 17,300.00
Extraccion Saponina	$ 222,500.00
Extraccion Aceites	$ 2,155,076.06
Equipos Extras	$ 25,390.00
Total de Equipos	$ 2,420,266.06

Tabla 42. Costo total de inversión

OPERACIÓN		COSTO
Tuberías	10%	$ 242,026.61
Costo Instalación	15%	$ 363,039.91
Construcción		$ 100,000.00
Terreno		$ 150,000.00
Costo total de inversión		$ 3,275,332.58

Análisis económico

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos		**3,316,656.00**	**3,316,656.00**	**3,316,656.00**	**3,316,656.00**	**3,316,656.00**	**3,316,656.00**	**3,316,656.00**	**3,316,656.00**	**3,316,656.00**	**3,316,656.00**
Egresos		1,078,440.00	1,078,440.00	1,078,440.00	1,078,440.00	1,078,440.00	1,078,440.00	1,078,440.00	1,078,440.00	1,078,440.00	1,078,440.00
Utilidad Bruta		**2,238,216.00**	**2,238,216.00**	**2,238,216.00**	**2,238,216.00**	**2,238,216.00**	**2,238,216.00**	**2,238,216.00**	**2,238,216.00**	**2,238,216.00**	**2,238,216.00**
Gastos Administrativos		86,400.00	86,400.00	86,400.00	86,400.00	86,400.00	86,400.00	86,400.00	86,400.00	86,400.00	86,400.00
Gastos de Ventas		30,000.00	30,000.00	30,000.00	30,000.00	30,000.00	30,000.00	30,000.00	30,000.00	30,000.00	30,000.00
Utilidad Operativa		**2,121,816.00**	**2,121,816.00**	**2,121,816.00**	**2,121,816.00**	**2,121,816.00**	**2,121,816.00**	**2,121,816.00**	**2,121,816.00**	**2,121,816.00**	**2,121,816.00**
Gastos Financieros		200,000.00	190,000.00	180,000.00	170,000.00	160,000.00	150,000.00	140,000.00	130,000.00	120,000.00	110,000.00
Depreciacion		242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00
Otros Egresos		50,000.00	50,001.00	50,002.00	50,003.00	50,004.00	50,005.00	50,006.00	50,007.00	50,008.00	50,009.00
Utilidad Antes de Impuestos		1,629,790.00	1,639,789.00	1,649,788.00	1,659,787.00	1,669,786.00	1,679,785.00	1,689,784.00	1,699,783.00	1,709,782.00	1,719,781.00
Impuesto Renta (30%)		488,937.00	491,936.70	494,936.40	497,936.10	500,935.80	503,935.50	506,935.20	509,934.90	512,934.60	515,934.30
Utilidad Neta		**1,140,853.00**	**1,147,852.30**	**1,154,851.60**	**1,161,850.90**	**1,168,850.20**	**1,175,849.50**	**1,182,848.80**	**1,189,848.10**	**1,196,847.40**	**1,203,846.70**
Depreciacion		242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00	242,026.00
Inversion	3,275,332.58	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Amortizacion		200,000.00	190,000.00	180,000.00	170,000.00	160,000.00	150,000.00	140,000.00	130,000.00	120,000.00	110,000.00
FLUJO DE CAJA OPERATIVO	-3,275,332.58	1,182,879.00	1,199,878.30	1,216,877.60	1,233,876.90	1,250,876.20	1,267,875.50	1,284,874.80	1,301,874.10	1,318,873.40	1,335,872.70
VALOR ACTUAL	**-3,275,332.58**	**1,028,590.43**	**907,280.38**	**800,116.77**	**705,473.12**	**621,906.55**	**548,137.57**	**483,032.03**	**425,584.95**	**374,906.13**	**330,207.30**

VAN	2949902.658
TIR	18%

El análisis económico fue hecho para una tasa de descuento de 15%, y con financiamiento de $ 1,000,000.00 con una tasa de interés de 10% anual.

Con este análisis podemos concluir que nuestro proyecto es rentable en un periodo de 10 años.

Impacto Ambiental

Costo de relleno sanitario por tonelada: $ 120.00

Costo de transporte anual: $ 2,400.00

Escarificado

Emisiones/Efluentes/Desechos	Cantidad	Precio Total ($)
Panoja y Polvo	80724 Kg/año	9,687

Extracción de Saponina

Emisiones/Efluentes/Desechos	Cantidad	Precio Total ($)
Metanol	2340 kg/año	2,340
Mojuelo	3360 kg/año	403
Saponina	300 Kg/año	36

Extracción de Aceite

Costo por emisión de CO2 por tonelada es: $ 15.00 (fuente: SENDECO2)

Emisiones/Efluentes/Desechos	Cantidad anual (kg)	Precio Total ($)
CO2	7740	116

Costo Total del impacto ambiental:

$ 14982.00 /anual

Bibliografía

Ando, H., Chen, Y., Tang, H., Shimizu, M., Watanabe, K., & Mitsunaga, T. (2002). Food components in fractions of quinoa seed. *Food Science and Technology Research*, 80-84.

Augustin, J. M. (2011). Molecular activities, biosynthesis and evolution of triterpenoid saponins. *Phytochemistry 72*, 435-457.

Caperuto, L., Amaya-Farfan, J., & Camargo, C. (2001). Perfomance of quinoa(Chenopodium quinoa Willd) flour in the manucfacture of gluten-free spaghetti. *Journal of the Science of Food and Agriculture*, 95-100.

FAO. (2013). *Food and agriculture organization of the United Nations*. Obtenido de <http://www.fao.org/quinoa-2013/what-is-quinoa/varieties/es/?utm_source=facebookutm_medium=social+media&utm_campaign=fao>

FAO. (s.f.). *QUINUA: Operaciones de Poscosecha.*

Gluckert, F. (1962). A theorical correlation of spray-dryer performance. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 460-466.

Gomez Caravaca, A. M. (2014). Influence of pearling process on phenolic and saponin content in quinoa. *Food Chemistry*, 174-178.

Hernandez, R. (1997). Obtención de crudos de saponinas hipocolesteromizantes del Chenopodium quinoa Willd. *Revista Cubana de Medicina*, 55-62.

Hetfmann, E. (1995). Biogenesisi of Steroids in solanaceae. *Phytochemistry*, 1843-1860.

Koziol, M. J. (1992). Chemical composition and nutritional evaluation of quinoa (Chenopodium quinoa willd.). *Journal of Food Composition Analysis*, 35-68.

Masters, K. (1985). *Spray Drying*. London: George Godwin.

McCabe, W., & Smith, J. (2002). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química.* Mexico: McGraw Hill.

Níquel, J., Pio Spanier, L., Torma Botelho, F., Arocha Gularte, M., & Helbig, E. (15 de Octubre de 2016). Effect of different types of processing on the total phenolic compound content, antioxidant capacity, and saponin content of Chenopodium quinoa Willd grains. *Food Chemistry, 209*, 139-143.

Nowak, V., Du, J., & Charrondiere, R. (2016). Assessment of the nutricional composition of quinoa. *Food Chemistry*, 47-54.

Patiño, R. (1995). *Propuesta de algunos parámetros hidrodinámicos y de transferencia de calor y masa propios de la ingeniería básica del secado por aspersión en equipos con atomizadores rotatorios.* Mexico: TESIS IBQ.

Perry H., R. (1993). *Manual del Ingeniero Químico.* Mc Graw Hill.

R. Almanza, G. (2012). Cuantificación de saponinas en residuos de quinua real. *Revista Boliviana de Química*.

Repo-Carrasco-Valencia, R. (2011). Quinoa (Chenopodium quinoa Willd.) as a source of dietary fiber and other functional components. *Ciencia e Tecnología de Alimentos*, 225-230.

Valdivieso, J., & Rivadeneira, V. (1998). Diseño y construcción de una escarificadora de quinua via seca en flujo continuo.

Wall, M. E. (1952). Detection and Estimation of Steroidal Sapogenins in Plant Tissue. *Anal. Chem*, 1337-1341.

ANEXO 1 – Diagrama de Gantt

Diagrama de Gantt, Proceso de escarificado para la producción de saponinas

Nombre de tarea	Duración	Comienzo	Fin
Escarificado	20 días	mar 01/11/16	lun 28/11/16
Maceración	21 días	mié 02/11/16	mié 30/11/16
Secado	20 días	vie 04/11/16	jue 01/12/16

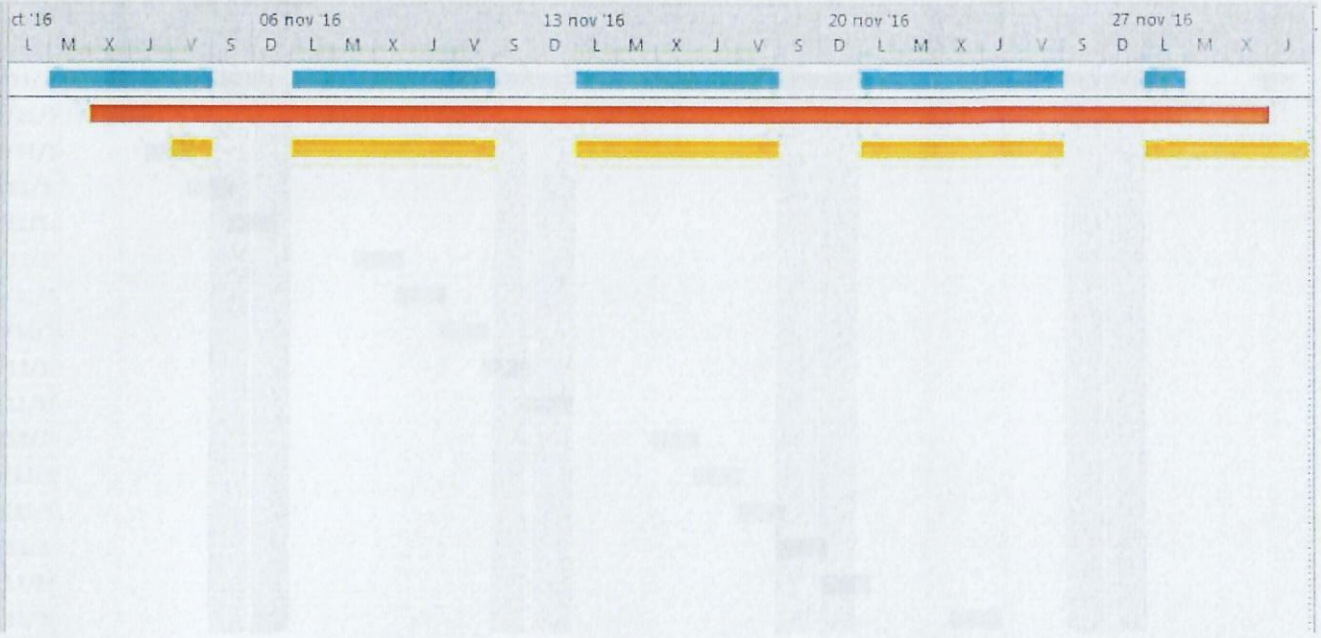


Diagrama de Gantt, Proceso de escarificado para la producción de saponinas

Nombre de tarea	Duración	Comienzo	Fin
Escarificado	**20 días**	**mar 01/11/16**	**lun 28/11/1**
Escarificado 1	1 día	mar 01/11/16	mar 01/11/1
Escarificado 2	1 día	mié 02/11/16	mié 02/11/1
Escarificado 3	1 día	jue 03/11/16	jue 03/11/1
Escarificado 4	1 día	vie 04/11/16	vie 04/11/1
Escarificado 5	1 día	lun 07/11/16	lun 07/11/1
Escarificado 6	1 día	mar 08/11/16	mar 08/11/1
Escarificado 7	1 día	mié 09/11/16	mié 09/11/1
Escarificado 8	1 día	jue 10/11/16	jue 10/11/1
Escarificado 9	1 día	vie 11/11/16	vie 11/11/1
Escarificado 10	1 día	lun 14/11/16	lun 14/11/1
Escarificado 11	1 día	mar 15/11/16	mar 15/11/1
Escarificado 12	1 día	mié 16/11/16	mié 16/11/1
Escarificado 13	1 día	jue 17/11/16	jue 17/11/1
Escarificado 14	1 día	vie 18/11/16	vie 18/11/1
Escarificado 15	1 día	lun 21/11/16	lun 21/11/1
Escarificado 16	1 día	mar 22/11/16	mar 22/11/1
Escarificado 17	1 día	mié 23/11/16	mié 23/11/1
Escarificado 18	1 día	jue 24/11/16	jue 24/11/1
Escarificado 19	1 día	vie 25/11/16	vie 25/11/1
Escarificado 20	1 día	lun 28/11/16	lun 28/11/1

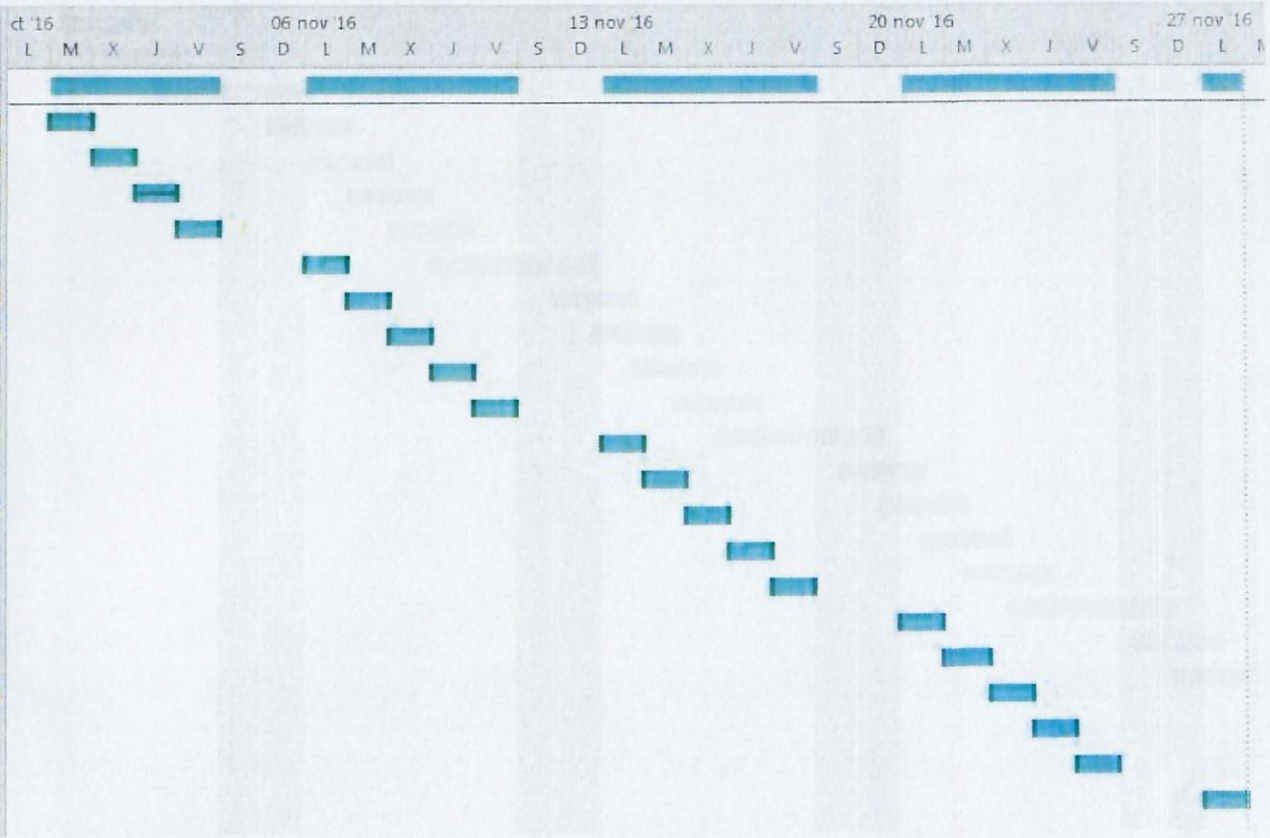


Diagrama de Gantt, Proceso de maceración para la producción de saponinas

Nombre de tarea	Duración	Comienzo	Fin
Maceración	**21 días**	**mié 02/11/16**	**mié 30/11/16**
Maceración	2 días	mié 02/11/16	jue 03/11/16
Maceración	2 días	jue 03/11/16	vie 04/11/16
Maceración	2 días	vie 04/11/16	lun 07/11/16
Maceración	2 días	lun 07/11/16	mar 08/11/16
Maceración	2 días	mar 08/11/16	mié 09/11/16
Maceración	2 días	mié 09/11/16	jue 10/11/16
Maceración	2 días	jue 10/11/16	vie 11/11/16
Maceración	2 días	vie 11/11/16	lun 14/11/16
Maceración	2 días	lun 14/11/16	mar 15/11/16
Maceración	2 días	mar 15/11/16	mié 16/11/16
Maceración	2 días	mié 16/11/16	jue 17/11/16
Maceración	2 días	jue 17/11/16	vie 18/11/16
Maceración	2 días	vie 18/11/16	lun 21/11/16
Maceración	2 días	lun 21/11/16	mar 22/11/16
Maceración	2 días	mar 22/11/16	mié 23/11/16
Maceración	2 días	mié 23/11/16	jue 24/11/16
Maceración	2 días	jue 24/11/16	vie 25/11/16
Maceración	2 días	vie 25/11/16	lun 28/11/16
Maceración	2 días	lun 28/11/16	mar 29/11/16
Maceración	2 días	mar 29/11/16	mié 30/11/16

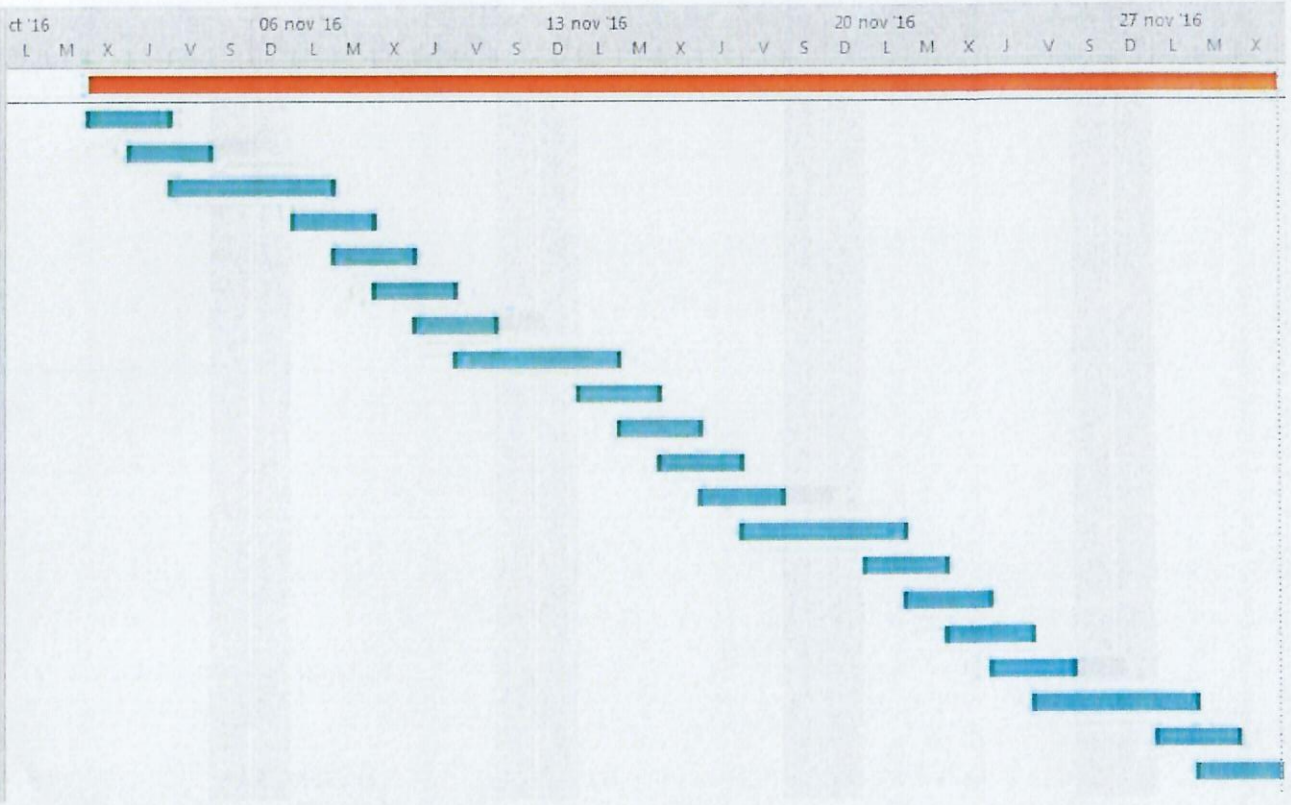
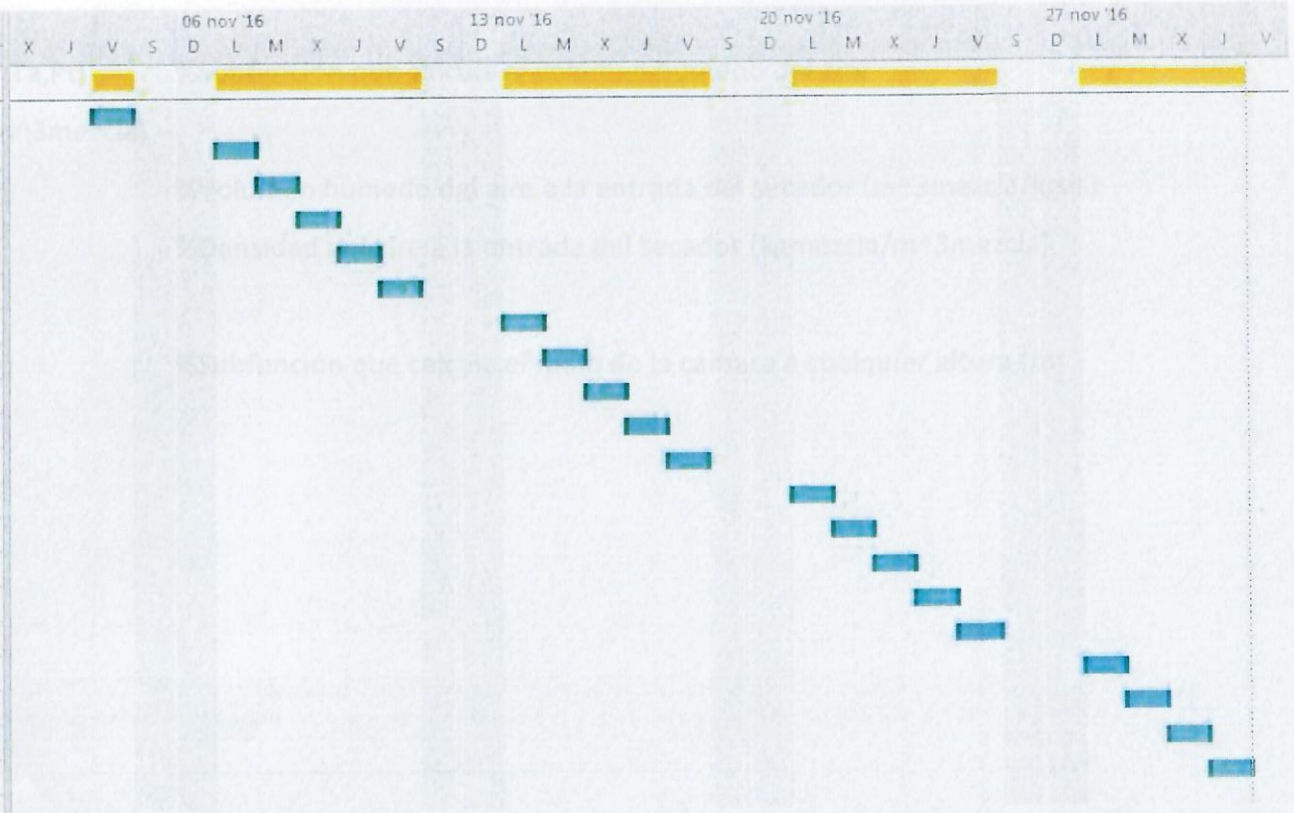


Diagrama de Gantt, Proceso de secado para la producción de saponinas

Nombre de tarea	Duración	Comienzo	Fin
Secado	**20 días**	**vie 04/11/16**	**jue 01/12/16**
Secado 1	1 día	vie 04/11/16	vie 04/11/16
Secado 2	1 día	lun 07/11/16	lun 07/11/16
Secado 3	1 día	mar 08/11/16	mar 08/11/16
Secado 4	1 día	mié 09/11/16	mié 09/11/16
Secado 5	1 día	jue 10/11/16	jue 10/11/16
Secado 6	1 día	vie 11/11/16	vie 11/11/16
Secado 7	1 día	lun 14/11/16	lun 14/11/16
Secado 8	1 día	mar 15/11/16	mar 15/11/16
Secado 9	1 día	mié 16/11/16	mié 16/11/16
Secado 10	1 día	jue 17/11/16	jue 17/11/16
Secado 11	1 día	vie 18/11/16	vie 18/11/16
Secado 12	1 día	lun 21/11/16	lun 21/11/16
Secado 13	1 día	mar 22/11/16	mar 22/11/16
Secado 14	1 día	mié 23/11/16	mié 23/11/16
Secado 15	1 día	jue 24/11/16	jue 24/11/16
Secado 16	1 día	vie 25/11/16	vie 25/11/16
Secado 17	1 día	lun 28/11/16	lun 28/11/16
Secado 18	1 día	mar 29/11/16	mar 29/11/16
Secado 19	1 día	mié 30/11/16	mié 30/11/16
Secado 20	1 día	jue 01/12/16	jue 01/12/16



ANEXO 2 – Corrida en MatLab, dimensiones del secador por aspersión

```
function [Vh,densa]=densidad_aire(Mb,Ma,Y,Ta,Pt)        %Subfunción que calcula el volumen húmedo del aire
(m^3mezcla/kgas) y su densidad (kgmezcla/m^3mezcla)
Vh=8315*((1/Mb)+(Y/Ma))*((Ta+273.15)/Pt);               %Volumen húmedo del aire a la entrada del secador (m^3mezcla/kgas)
densa=(1+Y)/Vh;                                         %Densidad del aire a la entrada del secador (kgmezcla/m^3mezcla)
end
function Rx=radio_camara(x,Hcilindro,Rc,ang)            %Subfunción que calcula el radio de la cámara a cualquier altura (m)
if x<=Hcilindro
Rx=Rc;
else
Rx= Rc-(x-Hcilindro)*tan((pi/2)-ang);
end
%DIMENSIONES SECADOR POR ASPERSIÓN
%CONSTANTES
Mb=28.97;                    %Peso molecular del aire (kg/mol)
Ma=18.02;                    %Peso molecular del agua (kg/mol)
Pt=100020;                   %Presión de trabajo en la ciudad de lima (Pa) (0.9871 atm)
Cpw=4186;                    %Capacidad calórica del agua (J/(kgagua*K))
```

```
Cpa=1005;                    %Capacidad calórica del aire seco (J/(kgas*K))
Cv=1884;                     %Capacidad calórica del vapor agua (J/(kgagua*K))
To=0;                        %Temperatura de referencia (°C)
clvo=2502300;                %Calor latente de vaporización a la To (J/kgagua)
densw=1000;                  %Densidad del agua (kg/m^3)
g=9.81;                      %Constante de gravedad (m/s^2)
Dif=0.673*(10^(-5));         %Coeficiente de difusión entre el sólido y el agua (m^2/s)
%CARACTERÍSTICAS DEL ATOMIZADOR
Dr=50*10^(-3);               %Diámetro de la rueda del atomizador (m) (50 mm)
N=833.333;                   %Velocidad de giro del atomizador (1/s) (50000 rpm)
w=N*2*pi;                    %Velocidad angular del atomizador (rad/s)
hp=9.525*10^(-3);            %Altura de la paleta del atomizador (m) (3/8 in)
np=24;                       %Número de paletas en el atomizador
%VARIABLES DE ENTRADA
%a) Aire
Ta1=90;                      %Temperatura de entrada del aire (bulbo seco) (°C)
Y1=0.013;                    %Humedad del aire a la entrada del secador (kgagua/kgas)
Tbh=39;                      %Temperatura de bulbo húmedo del aire a la Ta1 y Y11 (°C)
clvbh=2409300;               %Calor latente de vaporización a la Tbh (J/kgagua)
```

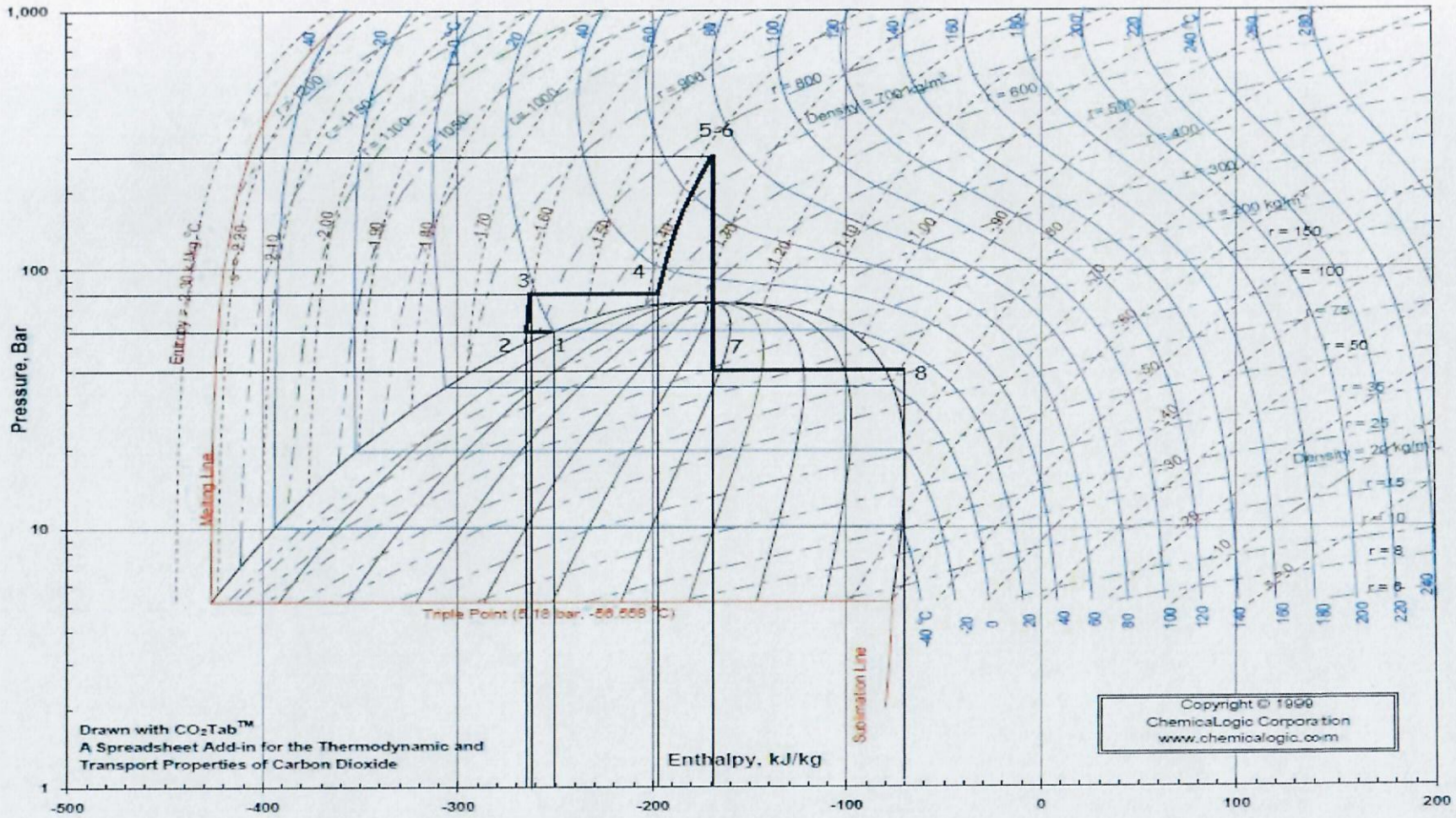
```
visa=0.015*10^(-2);          %Viscosidad del aire (P)
%b) Alimentación
alim=392.5/3600;             %Flujo de alimentación (kgsh/s) (392.5kg/h)
dens=1008;                   %Densidad de la alimentación (kgsh/m^3)
densss=1020;                 %Densidad de los sólidos secos (kgss/m^3)
calim=22.47;                 %Concentración de la alimentación (kg/m^3)
Cpss=2071.175;               %Capacidad calórica del sólido seco (J/(kgss*K))
Ts1=20;                      %Temperatura de la alimentación (°C)
vis=28*10^(-2);              %Viscosidad de la alimentación (P)
ks=0.58;                     %Conductividad térmica de la alimentación (W/(m*K))
Xh1=1-(calim/dens);          %Humedad de la alimentación, base húmeda (kgagua/kgtotales)
X1=Xh1/(1-Xh1);              %Humedad de la alimentación, base seca (kgagua/kgss)
Cps=(Cpss+Cpw*X1)*(1-Xh1);   %Capacidad calórica de la alimentación (J/(kgmezcla*K))
alfa=ks/(dens*Cps);          %Difusividad térmica de la alimentación (m^2/s)
%VARIABLES DE SALIDA
%a) Aire
Ta2=60;                      %Temperatura de aire a la salida del secador (°C)
kd=0.0291;                   %Conductividad térmica de la película de aire que rodea a la gota evaluada a una T promedio entre la Ta2 y
la superficie de la gota (J/(m*s*K))
```

```
%b) Producto
X2=0;                                   %Humedad del sólido que sale del secador (kgagua/kgss) (valor de monocapa)
%DIMENSIONES DE LA CÁMARA DE SECADO
[Vh1,densa1]=densidad_aire(Mb,Ma,Y1,Ta1,Pt);   %Subfunción que calcula el volumen húmedo del aire (m^3mezcla/kgas) y su densidad
(kgmezcla/m^3mezcla)
Ts2=Ta2-10;                             %Temperatura del producto a la salida del secador (°C)
Fm=alim*calim/dens                      %Flujo másico de los sólidos secos (kgss/s)
Cs=Cp_aire(Cpa,Cv,Y1);                  %Subfunción que calcula el calor específico húmedo de la mezcla aire-agua (Jmezcla/(kgas*K))
%Balance total de calor
Gm=((Fm*Cpss*(Ts2-Ts1))+(Fm*X1*Cpw*(Tbh-Ts1))+(Fm*(X1-X2)*clvbh)+(Fm*X2*Cpw*(Ts2-Tbh))+(Fm*(X1-X2)*Cv*(Ta2-Tbh)))/(Cs*(Ta1-
Ta2))                                   %Flujo másico de aire seco (kgas/s)
Y2=(Fm*(X1-X2)/Gm)+Y1                   %Humedad del aire a la salida del secador (kgagua/kgas)
Yh2=Y2/(1+Y2);                          %Humedad del aire a la salida del secador, base húmeda (kgagua/kgah)
%Cálculo de %HR
Po=(10^(A-(B/(Ta2+C))))*((10^5)/750.061);      %Presión de vapor del agua a la Ta2 (Pa)
PA=(Y2*Pt*Mb)/(Ma+(Y2*Mb));             %Presión parcial de agua a la salida del secador (Pa)
HR=(PA/Po)*100                          %Por ciento de humedad relativa del aire a la salida del secador (debe ser menor a 20%), para evitar mojar
el producto final
if HR>20
```

```
fprintf('LAS CONDICIONES INICIALES NO CUMPLEN LA CONDICIÓN DE HR <= 20%');
end
%Diámetro Sauter
Dvs=5240*(((alim*1000)/(hp*100*np))^0.171)*((pi*Dr*100*N)^(-0.537))*(vis^(-0.017))*(10^-6)      %Diámetro Sauter (m)
D95=1.4*Dvs                          %Diámetro de la gota más grande a analizar (m)
Dc=D95*(((dens*(1+X2))/(densss*(1+X1)))^(1/3))   %Diámetro de la gota cuando alcanza el punto crítico (m)
ar=(pi/6)*((D95^3)-(Dc^3))*densw   %Humedad removida de la gota cuando se alcanza el punto crítico (kgagua)
ap=((pi/6)*(D95^3)*Xh1*dens)-ar    %Humedad remanente en la gota cuando se alcanza el punto crítico (kgagua)
Xc=ap/(pi*(D95^3)*calim/6)         %Humedad de la gota cuando alcanza el punto crítico (kgagua/kgss)
Yc=Y1+(Fm*(X1-Xc)/Gm)              %Humedad del aire cuando se alcanza el punto crítico (kgagua/kgas)
Tsc=Tbh                            %Temperatura de la gota cuando alcanza el punto crítico (°C)
hs1=(Cpss*(Ts1-To))+(X1*Cpw*(Ts1-To))    %Entalpía alimentación a la entrada (J/kgss)
hs2=(Cpss*(Ts2-To))+(X2*Cpw*(Ts2-To))    %Entalpía de salida alimentación (J/kgss)
hsc=(Cpss*(Tsc-To))+(Xc*Cpw*(Tsc-To))    %Entalpía de la gota cuando se alcanza el punto crítico (J/kgss)
Ha1=((Cpa+(Cv*Y1))*(Ta1-To))+(clvo*Y1)   %Entalpía del aire a la entrada del secador (J/kgas)
Ha2=((Cpa+(Cv*Y2))*(Ta2-To))+(clvo*Y2)   %Entalpía del aire a la salida del secador (J/kgas)
Hac=(Fm*(hs1-hsc)/Gm)+Ha1                %Entalpía del aire cuando la gota alcanza el punto crítico (J/kgas)
Tac=((Hac-(clvo*Yc))/(Cpa+(Cv*Yc)))+To   %Temperatura del aire cuando se alcanza el punto crítico (°C)
AT1=Ta1-Ts1;                             %Diferencia de T entre la gota y el aire a la entrada del secador (°C)
```

```
ATc=Tac-Tsc;                    %Diferencia de T entre la gota y el aire en el punto crítico (°C)
ATml1=(AT1-ATc)/log(AT1/ATc)    %Media logarítmica de T entre la gota y el aire desde la entrada hasta el punto crítico (°C)
ATf=Ta2-Ts2;                    %Diferencia de T entre la gota y el aire a la salida del secador (°C)
ATml2=(ATc-ATf)/log(ATc/ATf)    %Media logaritmica de T entre la gota y el aire desde punto crítico hasta el final del proceso (°C)
tc=(clvbh*densw*((D95^2)-(Dc^2)))/(8*kd*ATml1)      %Tiempo de secado en el periodo de velocidad constante (s)
td=(clvbh*(Dc^2)*densss*(Xc-X2))/(12*kd*ATml2)      %Tiempo de secado en el periodo de velocidad decreciente (s)
ts=tc+td                        %Tiempo total de secado (s)
ssp=((pi/6)*(D95^3))*dens/(1+X1);   %Masa de sólidos secos en la gota (kgss)
mdiinicial=dens*((pi/6)*(D95^3));   %Masa inicial de la gota (kgss + kgagua)
%Velocidad de descarga de las gotas asperjadas
Qv=alim/(dens*np);              %Alimentación volumétrica por paleta del atomizador (m^3/s)
Vr0=((((dens*2.20462/(3.28084^3))*((Qv*(3.28084^3))^2)*(w^2)*(Dr*3.28084/2))/(3*(vis*100)*((hp*3.28084)^2)))^(1/3))/3.28084;
%Velocidad radial de las gotas asperjadas (m/s)
Vt0=pi*Dr*N;                    %Velocidad tangencial de las gotas asperjadas (m/s)
Vv0=0;                          %Velocidad axial de las gotas asperjadas (m/s)
Vres=((Vr0^2)+(Vt0^2)+(Vv0^2))^(1/2);   %Velocidad resultante de descarga de las gotas asperjadas (m/s)
teta1=atan(Vv0/Vr0);            %Angulo de descarga de las gotas asperjadas (rad)
teta=pi-(2*teta1);              %Ángulo de atomización (rad)
%Radio y altura de la cámara
```

```
[Vh2,densa2]=densidad_aire(Mb,Ma,Y2,Ta2,Pt);    %Subfunción que calcula el volumen húmedo del aire (m^3mezcla/kgas) y su densidad
(kgmezcla/m^3mezcla)
b=alim/(densa2*2*pi*(Dr/2)*Vres);          %Anchura ficticia (m)
tv=ts; %Tiempo de viaje (s)
Rc=((tv*2.4*Vres*((b*Dr/2)^(1/2)))^(1/2))+((Dr/2)/2);     %Radio de la cámara de secado (m)
Dcamara=2*Rc                               %Diámetro de la cámara de secado (m)
ang=60*pi/180;                             %Ángulo de inclinación del cono, formado por la horizontal y la pared del orif_cono=4/100;
%Diámetro del orificio en el fondo de la cámara de secado (m)
Hcono=(Rc-(orif_cono/2))*tan(ang)          %Altura de la parte cónica de la cámara de secado (m)
H=1.5*Dcamara                              %Altura total de la cámara de secado (m)
Hcilindro=H-Hcono                          %Altura de la parte cilindrica de la cámara de secado (m)
```

ANEXO 3. Diagrama Presión – Entalpía del proceso extracción supercritica

Carbon Dioxide: Pressure - Enthalpy Diagram